



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803**

**PRA DESAIN PABRIK  
NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI  
DENGAN METODE MEMBRAN ELECTROLISIS**

**Senja Isudin Yulianto  
NRP. 02211640000099**

**Mirta Devira Lubis  
NRP. 02211640000131**

**Dosen Pembimbing :  
Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.  
NIP. 1978 07 16 2008 12 2 002  
Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl., EST.  
NIP. 1949 11 17 1976 12 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA  
SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**





## **TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803**

### **PRA-DESAIN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE MEMBRAN ELECTROLISIS**

**Disusun Oleh :**

**Senja Isudin Yulianto**

**NRP. 0221164000099**

**Mirta Devira Lubis**

**NRP. 02211640000131**

**Dosen Pembimbing:**

**Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.**

**NIP. 19780716 200812 2 002**

**Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl., EST.**

**NIP. 1949 11 17 1976 12 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2020**



## **PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803**

### **PRE-DESIGN OF SODIUM HYDROXIDE PLANT FROM INDUSTRIAL SALT WITH ELECTROLYSIS MEMBRANE METHOD**

**By :**

**Senja Isudin Yulianto**

**NRP. 02211640000099**

**Mirta Devira Lubis**

**NRP. 02211640000131**

**Advisor:**

**Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.**

**NIP. 19780716 200812 2 002**

**Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl., EST.**

**NIP. 1949 11 17 1976 12 1 001**

**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS  
ENGINEERING  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

### **"PRA DESAIN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE MEMBRAN ELECTROLISIS"**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh:

**Senja Isudin Yulianto**

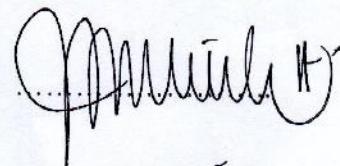
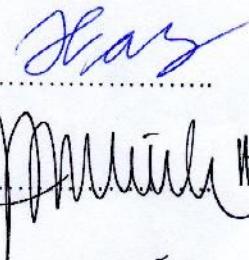
**02211640000099**

**Mirta Devira Lubis**

**02211640000131**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

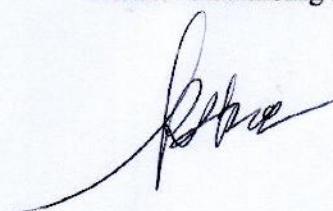
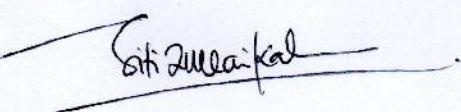
1. Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., MMT., Ph.D
2. Ir. Nuniek Handrianie, M.T.



Surabaya, 04 Februari 2020

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



**Siti Zullaikah, ST., MT., Ph.D.**

**Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl., EST.**

NIP. 19780716 200812 2 002

NIP. 19491117 197612 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS



## **ABSTRAK**

Sodium hidroksida ( $\text{NaOH}$ ) juga dikenal sebagai soda kaustik yang merupakan jenis basa logam kaustik. Soda kaustik ini sangat memiliki peran penting dalam kehidupan sehari-hari. Konsumsi utamanya dapat digunakan dalam industri contohnya dalam *Crude Palm Oil Plant*, pabrik kertas, pabrik sabun, dan industri tekstil. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, bila diproyeksikan, kebutuhan soda kaustik nasional pada tahun 2025 akan mencapai sekitar 17,98 juta ton/tahun dengan total produksi sebesar 5,12 ton/tahun. Dengan ini, peluang untuk dibukanya industri yang memproduksi soda kaustik akan terbuka lebar untuk memenuhi kebutuhan yang masih belum tercukupi. Proses pembuatan soda kaustik paling mudah adalah melalui jalan elektrolisis larutan garam  $\text{NaCl}$ . Proses elektrolisis inilah yang memiliki beberapa cara antara lain proses melalui *mercury chamber*, *diaphragm membrane*, atau *ion membrane*. Proses menggunakan *ion membrane* memiliki beberapa kelebihan antara lain: proses yang lebih ramah lingkungan; soda kaustik keluaran *electrolyser* akan memiliki kualitas kemurnian yang tinggi; lebih banyak digunakan dalam dewasa ini. Oleh karena itulah, pabrik ini akan menggunakan proses *ion membrane*. Produk dari pra-desain pabrik ini berupa sodium hidroksida biasanya dijual dalam bentuk larutan jenuh 50%. Perusahaan ini akan berbentuk Perseroan

terbatas dengan sistem organisasi garis dan staff. Untuk dapat mendirikan pabrik ini, diperlukan total modal investasi sebesar Rp1.363.519.555.090,99 dengan total biaya produksi sebesar Rp16.365.361.911.510,80 untuk produksi 100% kapasitasnya. Estimasi umur pabrik adalah 15 tahun dan waktu pengembalian pinjaman sekiranya selama 10 tahun. Dari perhitungan yang telah dilakukan, IRR diperoleh sebesar 42,83%, POT selama 4 tahun, dengan BEP sebesar 53%.

**Kata Kunci :** Garam Industri, Membrane Electrolysis, Natrium Hidroksida, Pra Desain Pabrik

## **ABSTRACT**

Sodium hydroxide (NaOH) is also known as caustic soda which is a type of caustic metal base. This caustic soda has a very important role in everyday life. Its main consumption can be used in industry for example in the Crude Palm Oil Plant, paper mills, soap factories, and the textile industry. Based on data from the Central Statistics Agency, if projected, the need for national caustic soda in 2025 will reach around 17.98 million tons / year with a total production of 5.12 tons / year. With this, the opportunity to open an industry that produces caustic soda will be wide open to meet the needs that are still not fulfilled. The easiest process of making caustic soda is through the electrolysis of NaCl salt solution. This electrolysis process has several ways including processes through the mercury chamber, diaphragm membrane, or ion membrane. The process of using ion membranes has several advantages including: a more environmentally friendly process; electrolyser caustic soda will have a high purity quality; more widely used today. Therefore, this plant will use the ion membrane process. The product from the pre-designed plant in the form of sodium hydroxide is usually sold in the form of a 50% saturated solution. This company will be a limited liability company with a line and staff organization system. To be able to set up this factory, a total capital investment of Rp1,363,519,555,090.99 is required with a

total production cost of Rp16,365,651,911,510.80 for 100% production capacity. The estimated life of the factory is 15 years and the repayment period is 10 years. From the calculation that has been done, IRR obtained by 42.83%, POT for 4 years, with a BEP of 53%.

**Keywords:** Industrial Salt, Electrolysis Membrane, Sodium Hydroxide, Plant Pre Design

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur atas kehadirat Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Parik dengan judul :

### **PRA DESAIN PABRIK Natrium hidroksida dari Garam Industri DENGAN METODE MEMBRAN ELECTROLYSIS**

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk kelulusan dan memperoleh gelar Sarjana Teknik (S.T.) di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya. Pada kesempatan kali ini, kami ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng. Ph.D., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS periode 2015 – 2019 dan Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl. EST. selaku Kepala Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, yang telah memberikan banyak masukan bagi kami.
3. Ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D., selaku dosen pembimbing yang telah banyak memberikan masukan bagi kami
4. Ibu Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T., selaku dosen Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, yang telah memberikan banyak masukan bagi kami.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS yang telah memberikan ilmunya kepada kami
6. Orang tua, keluarga dan kerabat, serta orang-orang terkasih kami atas segala pengertian yang telah diberikan
7. Teman-teman anggota Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, serta rekan-rekan angkatan K56 atas semangat juang dan kebersamaanya
8. Semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak, sehingga kami dapat menyelesaikan tugas Pra Desain Pabrik ini.

Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua, khususnya di bidang teknik kimia dan aplikasi industri kimia. Terima kasih.

Surabaya, 13 Februari 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK.....	i
ABSTRCT.....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
BAB I LATAR BELAKANG.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1 Kapasitas Produksi.....	II-1
II.2 Lokasi Pabrik.....	II-3
II.2.1 Faktor dalam Pemilihan Lokasi Pabrik.....	II-3
II.2.2 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	II-9
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-11
II.3.1 Bahan Baku.....	II-11
II.3.2 Target Produk.....	II-13
II.3.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	II-13
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
III.1 Macam-Macam Proses.....	III-1
III.2 Uraian Proses.....	III-10
III.2.1 Pelarutan Garam dan Pemurnian Air Garam.....	III-10
III.2.2 Electrolyser (R-210) .....	III-13
III.2.3 Dekomposisi Klorat.....	III-14
III.2.4 Neutralization Reactor.....	III-15
III.2.5 Activated Carbon Filter.....	III-15
III.2.6 Pemekatan Soda Kaustik dan Penyimpanan Produk.....	III-15
III.2.7 Pemrosesan, Penanganan, dan Penyimpanan Klorin.....	III-16
III.2.8 Pemrosesan, Penanganan, dan Penyimpanan Hidrogen.....	III-17

<b>BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI</b>	
IV.1 Neraca Massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-60
<b>BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>V-1</b>
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI</b>	
VI.1 Pengelola Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3 Struktur Organisasi.....	VI-3
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-8
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan .....	VI-11
VI.2 Utilitas.....	VI-13
VI.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-11
VI.2.2 Unit Penyedia Steam.....	VI-14
VI.2.3 Unit Penyedia Tenaga Listrik.....	VI-14
VI.2.4 Unit Pengolahan Limbah.....	VI-14
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-15
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal ( <i>Internal Rate of Return /IRR</i> ).....	VI-15
VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal ( <i>Pay Out Time / POT</i> ).....	VI-15
VI.3.3 Titik Impas ( <i>Break Even Point / BEP</i> ).....	VI-16
<b>BAB VII KESIMPULAN.....</b>	<b>VII-1</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>xviii</b>
<b>BIOGRAFI PENULIS.....</b>	<b>xx</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Lokasi Pabrik Natrium Hidroksida di Kab. Gresik, Jawa Timur .....	II-10
Gambar III.1 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Merkuri .....	III-2
Gambar III.2 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Diafragma ....	III-3
Gambar III.3 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Membrane Ion .....	III-5
Gambar III.4 Grafik Perkembangan Beberapa Metode Elektrolisis .....	III-6
Gambar IV.1 Blok Diagram Sistem Overall .....	IV-2
Gambar IV.2 Blok Diagram Sistem <i>Brine Saturator</i> .....	IV-4
Gambar IV.3 Blok Diagram Sistem <i>Brine Vessel</i> .....	IV-5
Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem <i>Brine Reactor 1</i> .....	IV-6
Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem <i>Brine Reactor 2</i> .....	IV-7
Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem <i>Flocculant Mixer Tank</i> ..	IV-9
Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem <i>Clarifier</i> .....	IV-10
Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem <i>Clarifier Overflow Buffer Tank</i> .....	IV-12
Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 1</i> .....	IV-13
Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 1 Buffer Tank</i> .....	IV-14
Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 2</i> ....	IV-15
Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 2 Buffer Tank</i> .....	IV-16
Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 3</i> ....	IV-17
Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filrer 3 Buffer Tank</i> .....	IV-18
Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem <i>Brine Heater</i> .....	IV-19
Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem <i>Evaporator Double Effect</i> .....	IV-20
Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem <i>Electrolyzer</i> .....	IV-24
Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem <i>NaOH Buffer Tank</i> ....	IV-26
Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem <i>NaOH Splitting Point</i> IV-	28
Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem <i>Mixing Point of Water</i> IV-	29

Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem <i>Chlorate Destructor</i> ...	IV-30
Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem <i>Neutralizer Reactor</i> ....	IV-31
Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem <i>Neutralized Brine Buffer Tank</i> .....	IV-33
Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem <i>Carbon Filter</i> .....	IV-34
Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem <i>Carbon Filter Buffer Tank</i> .....	IV-35
Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem <i>Water Process Splitting Point</i> .....	IV-36
Gambar IV.27 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine Mixing Point</i>	IV-37
Gambar IV.28 Blok Diagram Sistem <i>Open Tank</i> .....	IV-38
Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem <i>Continous Filter Press</i>	IV-39
Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem <i>Barometric Condenser dan Steam Ejector</i> .....	IV-40
Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem <i>Condensate Well</i> .....	IV-41
Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler</i> ....	IV-43
Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine Intercooler</i> ..	IV-43
Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler</i> ...	IV-44
Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler</i> ....	IV-45
Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler</i> ...	IV-46
Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler</i> ..	IV-47
Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler</i> ..	IV-47
Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem <i>NaOH Solution Cooler</i>	IV-48
Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> .....	IV-49
Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> .....	IV-50
Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> .....	IV-51
Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> .....	IV-52
Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> .....	IV-53
Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Mixing Point</i> .....	IV-54

Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 1</i> .....	IV-55
Gambar IV.47 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 2</i> .....	IV-56
Gambar IV.48 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 3</i> .....	IV-57
Gambar IV.49 Blok Diagram Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 4</i> .....	IV-58
Gambar IV.50 Blok Diagram Sistem <i>Brine Saturator</i> .....	IV-62
Gambar IV.51 Blok Diagram Sistem <i>Brine Reactor 1</i> .....	IV-63
Gambar IV.52 Blok Diagram Sistem <i>Brine Reactor 2</i> .....	IV-63
Gambar IV.53 Blok Diagram Sistem <i>Clarifier</i> .....	IV-64
Gambar IV.54 Blok Diagram Sistem <i>Anthracite Filter</i> .....	IV-65
Gambar IV.55 Blok Diagram Sistem <i>Brine Heater</i> .....	IV-65
Gambar IV.56 Blok Diagram Sistem <i>Electrolyzer</i> .....	IV-66
Gambar IV.57 Blok Diagram Sistem <i>Buffer Tank</i> .....	IV-67
Gambar IV.58 Blok Diagram Sistem <i>Evaporator 1</i> .....	IV-67
Gambar IV.59 Blok Diagram Sistem <i>Evaporator 2</i> .....	IV-68
Gambar IV.60 Blok Diagram Sistem <i>Barometric Condenser</i> .....	IV-68
Gambar IV.61 Blok Diagram Sistem <i>Steam Jet Ejector</i> .....	IV-69
Gambar IV.62 Blok Diagram Sistem <i>NaOH Solution Cooler</i> .....	IV-70
Gambar IV.63 Blok Diagram Sistem <i>Chlorate Destructor</i> ...	IV-70
Gambar IV.64 Blok Diagram Sistem <i>Neutralization Reactor</i> .....	IV-71
Gambar IV.65 Blok Diagram Sistem <i>Activated Carbon Filter</i> .....	IV-72
Gambar IV.66 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 1<sup>st</sup> Stage Compressor</i> .....	IV-72
Gambar IV.67 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 2<sup>nd</sup> Stage Compressor</i> .....	IV-73
Gambar IV.68 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen Compressor</i> .....	IV-74
Gambar IV.69 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler</i> ....	IV-74
Gambar IV.70 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler</i> ....	IV-75
Gambar IV.71 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler</i> ....	IV-76
Gambar IV.72 Blok Diagram Sistem <i>Chlorine 4<sup>th</sup> Cooler</i> ....	IV-76
Gambar IV.73 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler</i> ...	IV-77

Gambar IV.74 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler</i> ..	IV-78
Gambar IV.75 Blok Diagram Sistem <i>Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler</i> ..	IV-79
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	VI-8
Gambar VI.2 Grafik Kebutuhan Pekerja untuk Industri Kimia .....	VI-9
Gambar VI.3 Grafik <i>Break Event Point</i> .....	VI-16

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II.1.</b> Tabel <i>Supply NaOH aqueous</i> Tahun 2015-2018 ...	II-1
<b>Tabel II.2.</b> Tabel <i>Demand NaOH aqueous</i> Tahun 2015-2018	II-1
<b>Tabel II.3.</b> Proyeksi <i>Supply</i> dan <i>Demand NaOH Aqueous</i> Tahun 2025 .....	II-2
<b>Tabel II.4.</b> Daftar Produsen Garam Industri Beserta Kapasitas .....	II-3
<b>Tabel II.5.</b> Daftar Pabrik yang Memanfaatkan NaOH sebagai Bahan Baku Proses .....	II-5
<b>Tabel II.6.</b> Data Jumlah Penduduk Usia Kerja di Pulau Jawa .	II-6
<b>Tabel II.7.</b> Daftar Pembangkit Listrik di Pulau Jawa .....	II-6
<b>Tabel II.8.</b> Jumlah Aliran Sungai Berdasarkan Provinsi di Pulau Jawa .....	II-7
<b>Tabel II.9.</b> Persebaran Lokasi Kawasan Industri di Pulau Jawa .....	II-8
<b>Tabel II.10.</b> Komposisi Garam Industri PT. Cheetam Indonesia .....	II-12
<b>Tabel II.11.</b> Standar Mutu Garam Industri Soda Kaustik .....	II-13
<b>Tabel III.1</b> Perbandingan antara Ketiga Metode Pembuatan Soda Kaustik .....	III-7
<b>Tabel IV.1</b> Komposisi Garam Industri ( <i>Feed</i> ) .....	IV-1
<b>Tabel IV.2</b> Neraca Massa Sistem <i>Overall</i> .....	IV-3
<b>Tabel IV.3</b> Neraca Massa Sistem <i>Brine Saturator</i> .....	IV-5
<b>Tabel IV.4</b> Neraca Massa Sistem <i>Brine Vessel</i> .....	IV-6
<b>Tabel IV.5</b> Neraca Massa Sistem <i>Brine Reactor 1</i> .....	IV-7
<b>Tabel IV.6</b> Neraca Massa Sistem <i>Brine Reactor 2</i> .....	IV-8
<b>Tabel IV.7</b> Neraca Massa Sistem <i>Flocculant Mixer Tank</i> ....	IV-10
<b>Tabel IV.8</b> Neraca Massa Sistem <i>Clarifier</i> .....	IV-11
<b>Tabel IV.9</b> Neraca Massa Sistem <i>Clarifier Overflow Buffer Tank</i> .....	IV-12
<b>Tabel IV.10</b> Neraca Massa Sistem <i>Anthracite Filter 1</i> .....	IV-13
<b>Tabel IV.11</b> Neraca Massa Sistem <i>Anthracite Filter 1 Buffer Tank</i> .....	IV-14
<b>Tabel IV.12</b> Neraca Massa Sistem <i>Anthracite Filter 2</i> .....	IV-15

<b>Tabel IV.13</b> Neraca Massa Sistem <i>Buffer Tank</i> .....	IV-16
<b>Tabel IV.14</b> Neraca Massa Sistem <i>Anthracite Filter 3</i> .....	IV-17
<b>Tabel IV.15</b> Neraca Massa Sistem <i>Pure Brine Buffer Tank</i> .	IV-18
<b>Tabel IV.16</b> Neraca Massa Sistem <i>Brine Heater</i> .....	IV-19
<b>Tabel IV.17</b> Neraca Massa Sistem <i>Evaporator 1</i> .....	IV-22
<b>Tabel IV.18</b> Neraca Massa Sistem <i>Evaporator 2</i> .....	IV-23
<b>Tabel IV.19</b> Neraca Massa Sistem <i>Electrolyser</i> .....	IV-25
<b>Tabel IV.20</b> Neraca Massa Sistem <i>NaOH Buffer Tank</i> .....	IV-27
<b>Tabel IV.21</b> Neraca Massa Sistem <i>NaOH Splitting Point</i> ....	IV-28
<b>Tabel IV.22</b> Neraca Massa Sistem <i>Mixing Point of Water</i> sebelum Diumpanbalikkan ke <i>Electrolyser</i> .....	IV-30
<b>Tabel IV.23</b> Neraca Massa Sistem <i>Chlorate Destructor</i> .....	IV-31
<b>Tabel IV.24</b> Neraca Massa Sistem <i>Neutralization Reactor</i> ..	IV-32
<b>Tabel IV.25</b> Neraca Massa Sistem <i>Neutralized Brine Buffer Tank</i> .....	IV-33
<b>Tabel IV.26</b> Neraca Massa Sistem <i>Carbon Filter</i> .....	IV-34
<b>Tabel IV.27</b> Neraca Massa Sistem <i>Carbon Filter Buffer Tank</i> .....	IV-35
<b>Tabel IV.28</b> Neraca Massa Sistem <i>Water Process Splitting Point</i> .....	IV-36
<b>Tabel IV.29</b> Neraca Massa Sistem <i>Chlorine Mixing Point</i> ...	IV-37
<b>Tabel IV.30</b> Neraca Massa Sistem <i>Open Tank</i> .....	IV-38
<b>Tabel IV.31</b> Neraca Massa Sistem <i>Continuous Filter Press</i>	IV-39
<b>Tabel IV.32</b> Neraca Massa Sistem <i>Barometric Condenser</i> dan <i>Steam Ejector</i> .....	IV-41
<b>Tabel IV.33</b> Neraca Massa Sistem <i>Condensate Well</i> .....	IV-42
<b>Tabel IV.34</b> Neraca Massa Sistem <i>Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler</i> .....	IV-44
<b>Tabel IV.35</b> Neraca Massa Sistem <i>Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler</i> .....	IV-45
<b>Tabel IV.36</b> Neraca Massa Sistem <i>Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler</i> .....	IV-46
<b>Tabel IV.37</b> Neraca Massa Sistem <i>Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler</i> .....	IV-48
<b>Tabel IV.38</b> Neraca Massa Sistem <i>NaOH Solution Cooler</i> ..	IV-49
<b>Tabel IV.39</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> dekat <i>NaOH Storage Tank</i> .....	IV-50
<b>Tabel IV.40</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> dekat <i>Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler</i> .....	IV-51

<b>Tabel IV.41</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> dekat <i>Chlorine Storage Tank</i> .....	IV-52
<b>Tabel IV.42</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> dekat <i>Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler</i> .....	IV-53
<b>Tabel IV.43</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Splitting Point</i> dekat <i>Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler</i> .....	IV-54
<b>Tabel IV.44</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Mixing Point</i> dekat <i>Hydrogen Compressor</i> .....	IV-55
<b>Tabel IV.45</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 1</i> dekat <i>Condensate Well</i> .....	IV-56
<b>Tabel IV.46</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 2</i> dekat <i>Condensate Well</i> .....	IV-57
<b>Tabel IV.47</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 3</i> dekat <i>Condensate Well</i> .....	IV-58
<b>Tabel IV.48</b> Neraca Massa Sistem <i>Cooling Water Mixing Point 4</i> dekat <i>Condensate Well</i> .....	IV-59
<b>Tabel IV.49</b> Data <i>Cp (Heat Capacity)</i> dari Berbagai Bahan	IV-60
<b>Tabel IV.50</b> Neraca Energi <i>Brine Saturator</i> .....	IV-62
<b>Tabel IV.51</b> Neraca Energi <i>Brine Reactor 1</i> .....	IV-63
<b>Tabel IV.52</b> Neraca Energi <i>Brine Reactor 2</i> .....	IV-64
<b>Tabel IV.53</b> Neraca Energi <i>Clarifier</i> .....	IV-64
<b>Tabel IV.54</b> Neraca Energi <i>Anthracite Filter</i> .....	IV-65
<b>Tabel IV.55</b> Neraca Energi <i>Brine Heater</i> .....	IV-65
<b>Tabel IV.56</b> Neraca Energi <i>Electrolyzer</i> .....	IV-66
<b>Tabel IV.57</b> Neraca Energi <i>Buffer Tank</i> .....	IV-67
<b>Tabel IV.58</b> Neraca Energi <i>Evaporator 1</i> .....	IV-67
<b>Tabel IV.59</b> Neraca Energi <i>Evaporator 2</i> .....	IV-68
<b>Tabel IV.60</b> Neraca Energi <i>Barometric Condenser</i> .....	IV-69
<b>Tabel IV.61</b> Neraca Energi <i>Steam Jet Ejector</i> .....	IV-69
<b>Tabel IV.62</b> Neraca Energi <i>NaOH Solution Cooler</i> .....	IV-70
<b>Tabel IV.63</b> Neraca Energi <i>Chlorate Destructor</i> .....	IV-71
<b>Tabel IV.64</b> Neraca Energi <i>Neutralization Reactor</i> .....	IV-71
<b>Tabel IV.65</b> Neraca Energi <i>Activated Carbon Filter</i> .....	IV-72
<b>Tabel IV.66</b> Neraca Energi <i>1<sup>st</sup> Stage Compressor</i> .....	IV-73
<b>Tabel IV.67</b> Neraca Energi <i>2<sup>nd</sup> Stage Compressor</i> .....	IV-73

<b>Tabel IV.68</b> Neraca Energi <i>Hydrogen Compressor</i> .....	IV-74
<b>Tabel IV.69</b> Neraca Energi <i>Cl<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Cooler</i> .....	IV-75
<b>Tabel IV.70</b> Neraca Energi <i>Cl<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler</i> .....	IV-75
<b>Tabel IV.71</b> Neraca Energi <i>Cl<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler</i> .....	IV-76
<b>Tabel IV.72</b> Neraca Energi <i>Cl<sub>2</sub> 4<sup>th</sup> Cooler</i> .....	IV-77
<b>Tabel IV.73</b> Neraca Energi <i>H<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Cooler</i> .....	IV-77
<b>Tabel IV.74</b> Neraca Energi <i>H<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler</i> .....	IV-78
<b>Tabel IV.75</b> Neraca Energi <i>H<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler</i> .....	IV-79
<b>Tabel V.1</b> Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-110) .....	V-1
<b>Tabel V.2</b> Tangki Penyimpanan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (F-120) .....	V-1
<b>Tabel V.3</b> Gudang Penyimpanan Flokulasi AlCl <sub>3</sub> (F-130) .....	V-2
<b>Tabel V.4</b> Brine Saturator (M-140) .....	V-2
<b>Tabel V.5</b> Belt Conveyor (J-141) .....	V-4
<b>Tabel V.6</b> Belt Conveyor (J-162) .....	V-4
<b>Tabel V.7</b> Bucket Elevator (J-142) .....	V-4
<b>Tabel V.8</b> Buffer Tank (F-143) .....	V-5
<b>Tabel V.9</b> Clarifier (H-160) .....	V-6
<b>Tabel V.10</b> Mixer Tank (M-161) .....	V-7
<b>Tabel V.11</b> Overflow Brine Buffer Tank (F-163) .....	V-8
<b>Tabel V.12</b> Buffer Tank (F-172) .....	V-9
<b>Tabel V.13</b> Buffer Tank (F-174) .....	V-10
<b>Tabel V.14</b> Buffer Tank (F-176) .....	V-11
<b>Tabel V.15</b> NaOH Solution Buffer Tank (F-213) .....	V-12
<b>Tabel V.16</b> Barometric Condensor (G-315) .....	V-13
<b>Tabel V.17</b> Steam Jet Ejector (E-316) .....	V-14
<b>Tabel V.18</b> Centrifugal Pump (L-151) .....	V-14
<b>Tabel V.19</b> Antracite Filter (H-170A) .....	V-15
<b>Tabel V.20</b> Activated Carbon Filter (H-530) .....	V-16
<b>Tabel V.21</b> Cl <sub>2</sub> Gas Fan (L-423) .....	V-16
<b>Tabel V.22</b> Pure Brine Buffer Tank (F-533) .....	V-17
<b>Tabel V.23</b> Neutralized Buffer Tank (F-531) .....	V-18
<b>Tabel V.24</b> Centrifugal Pump (L-171) .....	V-19
<b>Tabel V.25</b> Centrifugal Pump (L-211) .....	V-19
<b>Tabel V.26</b> Centrifugal Pump (L-214) .....	V-20
<b>Tabel V.27</b> Centrifugal Pump (L-311) .....	V-20

<b>Tabel V.28</b> Centrifugal Pump (L-312) .....	V-21
<b>Tabel V.29</b> Centrifugal Pump (L-313) .....	V-21
<b>Tabel V.30</b> Centrifugal Pump (L-413) .....	V-22
<b>Tabel V.31</b> Centrifugal Pump (L-152) .....	V-22
<b>Tabel V.32</b> Centrifugal Pump (L-144) .....	V-23
<b>Tabel V.33</b> Centrifugal Pump (L-532) .....	V-23
<b>Tabel V.34</b> Centrifugal Pump (L-145) .....	V-24
<b>Tabel V.35</b> Centrifugal Pump (L-424) .....	V-24
<b>Tabel V.36</b> Centrifugal Pump (L-425) .....	V-25
<b>Tabel V.37</b> Positive Displacement Pump (L-542) .....	V-25
<b>Tabel V.38</b> Centrifugal Pump (L-155) .....	V-26
<b>Tabel V.39</b> Centrifugal Pump (L-156) .....	V-26
<b>Tabel V.40</b> 1st Stage Permeate $Cl_2$ Compressor (G-421) .....	V-27
<b>Tabel V.41</b> 2nd Stage Permeate $Cl_2$ Compressor (G-422) ....	V-27
<b>Tabel V.42</b> $H_2$ Compressor (G-411) .....	V-28
<b>Tabel V.43</b> $H_2$ Storage Tank (F-410) .....	V-28
<b>Tabel V.44</b> $Cl_2$ Storage Tank (F-420) .....	V-29
<b>Tabel V.45</b> Chlorate Destructor Reactor (R-510) .....	V-29
<b>Tabel V.46</b> Neutralizer Destructor Reactor (R-510) .....	V-30
<b>Tabel V.47</b> Brine Reactor (R-150A) .....	V-30
<b>Tabel V.48</b> Brine Reactor (R-150B) .....	V-31
<b>Tabel V.49</b> Heat Exchanger (E-212) .....	V-31
<b>Tabel V.50</b> Heat Exchanger (E-317) .....	V-32
<b>Tabel V.51</b> Heat Exchanger $H_2$ (E-412A) .....	V-33
<b>Tabel V.52</b> Heat Exchanger $H_2$ (E-412B) .....	V-33
<b>Tabel V.53</b> Heat Exchanger $H_2$ (E-412C) .....	V-34
<b>Tabel V.54</b> Heat Exchanger $Cl_2$ (E-422A) .....	V-35
<b>Tabel V.55</b> Heat Exchanger $Cl_2$ (E-422B) .....	V-35
<b>Tabel V.56</b> Heat Exchanger $Cl_2$ (E-422C) .....	V-36
<b>Tabel V.57</b> Heat Exchanger $Cl_2$ (E-422D) .....	V-37
<b>Tabel V.58</b> Evaporator 1 (V-310 A) .....	V-38
<b>Tabel V.59</b> Evaporator 2 (V-310 B) .....	V-39
<b>Tabel VI.1</b> Jadwal Shift Karyawan dengan Sistem 2-2-2 ....	VI-11
<b>Tabel VI.2</b> Perincian Jumlah Karyawan .....	VI-12

## **DAFTAR PUSTAKA**

- Brinkman, Thomas. 2014. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Chlor-alkali*. Seville.: European IPPC Bureau.
- Brownell, L. E. and Young, F. H. 1959. *Process Equipment Design*. New Delhi: Willet Eastern Limited
- Coulson, Richardson. 1999. *Chemical Engineering, Volume 6, Third Edition*. New York: Butterworth Heinemann.
- Geankoplis, Christie J. 1993. *Transport Process and Unit Operations*. 3<sup>rd</sup> edition. New Jersey : Prentice-Hall International, Inc.
- Himmelblau, David M. 2004. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 7th Edition*. Austin: Pearson.
- Hugot, E. 1960. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Amsterdam : Elsevier Publishing Company
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Singapore – McGraw-Hill.
- Kusnarjo. 2010. Desain Alat Pemindah Panas. Surabaya
- Kusnarjo. 2010. Desain Pabrik Kimia. Surabaya
- Ludwig, Ernest, E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Muna Y. Abdul. 2008. Design Criteria of an Activated Carbon Bed for Dechlorination of Water. *Iraqi Journal of Chemical and Petroleum Engineering*. 9(4) : 41-49
- O'Brien, Thomas F. 2005. *Handbook of Chlor-Alkali Technology*. Europa : Euro Chlor and The Chlorine Institute
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7<sup>th</sup> edition. USA : McGraw-Hill
- Smith, J.M. dan Ness, Hendrick C. V. 2000. *Chemical Engineering Thermodynamics*. USA: McGraw-Hill
- Smith, Robin. *Chemical Process Design and Integration*. Chichester: John Wiley & Sons

- Stewart, Maurice. 2009. *Emulsions and Oil Treating Equipment*.  
USA : Gulf Professional Publishing
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. USA : Marcel Dekker Inc.
- Timmerhaus, Klaus D. dan Peters, Max S. 1958. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. USA: McGraw-Hill.
- Ulrich Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley & Sons

## **BAB I**

### **LATAR BELAKANG**

Indonesia adalah negara yang sangat kaya akan berbagai hal seperti jumlah penduduk (265 juta jiwa dari data Badan Perencanaan Pembangunan Nasional), luas wilayah (7,81 juta km<sup>2</sup> dari data Badan Pembinaan Hukum Nasional), sumber daya alam, hingga seni budaya dan adat istiadatnya. Sumber daya alam mempunyai peranan penting bagi kehidupan manusia dengan jumlah yang melimpah dan semakin banyak jenisnya. Hal tersebut menjadi alasan Indonesia menjadi salah satu negara yang memiliki keanekaragaman hayati sangat besar di dunia setelah Brazil. Sesuai dengan arah kebijakan Kementerian Perindustrian (06.1/IKTA/PER/4/2015) maka Direktorat Jenderal Industri Kimia, Tekstil, dan Aneka dalam rangka menjamin ketersediaan sumber daya alam dengan melakukan beberapa hal, yaitu 1) Pengelolaan sumber daya alam secara efisien, ramah lingkungan, dan berkelanjutan; 2) Pelarangan atau pembatasan ekspor sumber daya alam; 3) Jaminan penyediaan dan penyaluran sumber daya alam. Adapula arah kebijakan Kementerian Perdagangan (27/M-DAG/PER/4/2015), yaitu: (1) Mengamankan pangsa ekspor di pasar utama; (2) Memperluas pangsa pasar ekspor di pasar prospektif dan hub perdagangan internasional; (3) Meningkatkan diversifikasi produk ekspor; (4) Mengamankan pasar domestik untuk meningkatkan daya saing produk nasional; (5) Meningkatkan kontribusi Usaha Dagang Kecil Menengah (UDKM); (6) Meningkatkan perlindungan konsumen; (7) Meningkatkan efisiensi sistem dan distribusi logistik; dan (8) Meningkatkan fasilitasi dan iklim usaha perdagangan.

Berdasarkan Indikator Strategis Nasional (ISN), maka tidak lepas dari pembahasan tentang indikator neraca perdagangan nasional. Dihimpun dari Badan Pusat Statistik (BPS) Republik Indonesia, nilai neraca perdagangan Indonesia pada bulan Juli 2019 berada pada angka -0,064 Miliar US\$. Nilai neraca perdagangan yang negatif mengartikan neraca perdagangan

Indonesia berada dalam kondisi defisit. Hal demikian menunjukkan bahwa negara lebih banyak menerima impor barang dan jasa yang didatangkan dari luar negeri, daripada melakukan ekspor barang dan jasa ke luar negeri. (Badan Pusat Statistik, 2019)

Jika diamati dalam ruang lingkup yang lebih spesifik, maka neraca perdagangan Indonesia dapat pula dirincikan pada neraca komoditas bahan-bahan kimia. Berdasarkan data yang dihimpun dari Kementerian Perdagangan Republik Indonesia, diketahui bahwa nilai impor bahan kimia anorganik pada tahun 2019 di Indonesia sebesar 2,056 Miliar US\$. Sedangkan pada tahun yang sama, data menyebutkan bahwa nilai ekspor bahan kimia anorganik di Indonesia sebesar 1,142 Miliar US\$. Merujuk pada data-data tersebut, dapat dicermati bahwa jumlah impor bahan kimia anorganik masih lebih besar dari pada jumlah eksportnya. Salah satu komoditas bahan kimia anorganik yang masih banyak diimpor dari luar negeri adalah Natrium Hidroksida. (Kementerian Perdagangan RI, 2019)

Natrium hidroksida ( $\text{NaOH}$ ) juga dikenal sebagai soda kaustik atau sodium hidroksida yang merupakan jenis basa logam kaustik. Natrium hidroksida murni berbentuk putih padat dan tersedia dalam bentuk pelet, serpihan, butiran ataupun larutan jenuh 50%. Natrium hidroksida sangat larut dalam air dan akan melepaskan panas ketika dilarutkan. Natrium hidroksida juga larut dalam etanol dan metanol, walaupun kelarutan  $\text{NaOH}$  dalam kedua cairan ini lebih kecil daripada kelarutan KOH. Aplikasi soda kaustik dalam kehidupan sehari-hari sangat banyak. Dalam bidang industri kertas menggunakan  $\text{NaOH}$  untuk pengolahan limbah tinta kertas. Selain itu,  $\text{NaOH}$  juga termasuk bahan baku *pulping* dan proses *bleaching*.  $\text{NaOH}$  dalam industri rumah tangga juga berguna sebagai pemutih. Dalam industri permifyakan, soda kaustik digunakan untuk menghilangkan bau yang menyengat dari asam sulfida dan *mercaptans*. Industri tekstil juga menggunakan  $\text{NaOH}$  dalam pembuatan nylon dan polyester. Natrium hidroksida dibuat dengan melalui proses elektrolisa ion  $\text{Na}^+$  dan  $\text{OH}^-$ , dengan menggunakan bahan baku larutan jenuh (*brine solution*) garam. Ion

$\text{Na}^+$  dari larutan garam akan dipisahkan dari ion  $\text{Cl}^-$ , dan kemudian berikatan dengan ion  $\text{OH}^-$  dari air yang telah terpisah dari ion  $\text{H}^+$ . Dalam proses elektrolisa yang dilakukan, digunakan elektroda sebagai konduktor arus listrik dari sumber tegangan ke dalam sel elektrolisa. Umumnya, elektroda yang digunakan berupa logam-logam yang bersifat inert. Hal ini dilakukan agar penguraian yang berlangsung hanya terjadi kepada larutan elektrolit saja (Kirk dan Othmer, 1981).

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, menyebutkan kebutuhan Natrium Hidroksida nasional pada tahun 2015 sekitar 6 juta ton. Bahan baku ini dimanfaatkan oleh beberapa industri manufaktur; diantaranya seperti industri pengolahan minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil*) yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 1,9 juta ton sebagai katalis reaksi transesterifikasi; industri manufaktur kertas yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 19,6 ribu ton sebagai larutan untuk membersihkan selulosa kayu dari impuritis; serta industri pembuatan sabun dan detergen yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 7,7 ribu ton sebagai penghidrolisa asam lemak dalam reaksi saponifikasi. Sisanya, kebutuhan Natrium Hidroksida sebesar 538 ribu ton digunakan untuk keperluan industri lain-lain seperti industri gula, tekstil, dan material kaca. Sementara itu, produksi Natrium Hidroksida di Indonesia hanya berkisar 0,83 juta ton. Jumlah produksi Natrium Hidroksida masih belum mampu mengimbangi angka kebutuhannya di dalam negeri, menjadi permasalahan yang perlu diselesaikan. (Badan Pusat Statistik, 2019)

Di lain sisi, jumlah produksi garam di Indonesia telah mampu memenuhi kebutuhan garam dalam negeri. Data yang dihimpun dari Kementerian Kelautan dan Perikanan menunjukkan bahwa jumlah produksi garam nasional berkisar 2,7 juta ton, dimana 2,3 juta ton berasal dari petambak garam dan 369 ribu ton berasal dari PT.Garam (Persero). Jika dihubungkan dengan permasalahan ketidakmampuan produksi Natrium Hidroksida dalam mencukupi kebutuhannya di dalam negeri, maka

kelimpahan jumlah produksi garam nasional seharusnya mampu menjadi potensi besar bagi penyediaan bahan baku (*feedstock*) untuk pembuatan Natrium Hidroksida tersebut. (*Annual Report PT.Garam (Persero), 2018*)

Di Indonesia, industri NaOH *aqueous* sudah berkembang sangat pesat. Hal ini ditunjukkan dengan semakin naiknya rata-rata *rate* deviasi kenaikan kebutuhan NaOH dari tahun 2014—2018 sebesar 10,202% sehingga diperkirakan akan mencapai kebutuhan hingga 17,99 juta ton pada tahun 2025 bila diproyeksikan. Meskipun rata-rata *rate* deviasi kenaikan ketersediaannya pada tahun 2014—2018 mencapai 16,157%, namun nilai proyeksi ketersediaan natrium hidroksida pada tahun 2025 hanya mencapai sekitar 5,12 ton. Fakta ini membuktikan bahwa kebutuhan dalam negeri belum terpenuhi. Atas pertimbangan di atas, maka kami rasa, pembuatan **“Pra Desain Pabrik NaOH dari Garam Industri dengan Metode Membran Elektrolisis”** dirasa penting guna membantu pencukupan kebutuhan pada tahun mendatang.

## **BAB II**

### **BASIS DESAIN DATA**

#### **II.1 Kapasitas Produksi**

Salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik adalah penentuan kapasitas produksi pabrik. Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Elektrolisis direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2025, dengan mengacu kepada kebutuhan nasional terhadap Natrium Hidroksida.

Perhitungan kapasitas pabrik Natrium Hidroksida dilakukan dengan mempertimbangkan data *supply* atau penjumlahan antara produksi dan impor data *demand* atau penjumlahan antara konsumsi dan ekspor Natrium Hidroksida pada tahun-tahun sebelumnya. Berikut merupakan data yang diperoleh pada tahun 2015—2018:

**Tabel II.1.** Tabel *Supply NaOH aqueous* Tahun 2015-2018

Tahun	Jumlah <i>Supply</i> (Ton)	Tren (%)
2015	834.362	-
2016	1.330.205	37,28
2017	1.410.849	5,72
2018	1.492.629	5,48
Rata-rata	1.267.011	16,157

**Tabel II.2.** Tabel *Demand NaOH aqueous* Tahun 2015-2018

Tahun	Jumlah <i>Demand</i> (Ton)	Tren (%)
2015	6.076.762,02	-
2016	6.086.817,24	0,17
2017	7.256.979,04	16,12
2018	8.469.631,33	14,32
Rata-rata	6.972.547	10,202

(Badan Pusat Statistik,2019)

Dengan menghitung rata-rata laju pertumbuhan *supply* dan *demand* dalam kurun 4 tahun terakhir, maka dapat diproyeksikan jumlah *supply* dan *demand* dalam ton/tahun pada tahun 2025 sebagai berikut:

**Tabel II.3.** Proyeksi *Supply* dan *Demand* NaOH Aqueous Tahun 2025

Tahun	<i>Supply</i> (Ton)	<i>Demand</i> (Ton)
2025	5.124.824,52	17.989.316,37

Dengan demikian, kebutuhan produksi NaOH pada tahun 2025 dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= (\textit{Demand}) - (\textit{Supply}) \\
 &= 17.989.316,37 - 5.124.824,52 \\
 &= 12.864.493,84 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan tersebut merupakan kebutuhan produksi NaOH nasional. Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik NaOH yang akan didirikan, maka perlu mempertimbangkan jumlah kapasitas produksi dari pabrik NaOH yang sudah berdiri saat ini, yaitu sebesar 1.400.000 ton/tahun. Oleh karena itu, ditentukan kapasitas produksi pabrik NaOH yang akan didirikan yaitu sebesar 1.000.000 ton/tahun, atau setara dengan pemenuhan 7,74% kebutuhan produksi NaOH nasional pada tahun 2025. Adapun basis perhitungan waktu operasional pabrik yang digunakan adalah 24 jam/hari, dengan jumlah hari operasional pabrik dalam satu tahunnya selama 330 hari. Dengan demikian, kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi Pabrik} &= 12.864.493,84 \text{ ton/tahun} \times \\
 &\quad 7,74\% \\
 &= 1.000.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Maka dari itu, dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik dalam satuan per-hari sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi Pabrik} &= 1.000.000 \text{ ton/tahun} / 330 \\ &\quad \text{hari/tahun} \\ &= 3030,303 \text{ ton/hari} \\ &\approx 3100 \text{ ton/hari}\end{aligned}$$

## II.2 Lokasi Pabrik

Tujuan dari penentuan lokasi pabrik adalah untuk menunjang proses produksi suatu pabrik agar dapat berjalan lancar, efektif, dan ekonomis. Lokasi pabrik juga dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelancaran produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Dalam penentuan lokasi suatu pabrik ada beberapa faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan distribusi produk yang dihasilkan serta faktor-faktor pendukung lainnya.

Adapun faktor-faktor penentu tersebut harus mempertimbangkan aspek ekonomis, kemungkinan perluasan area pabrik untuk keuntungan jangka panjang, dan kedekatan lokasi dengan sumber bahan baku. Lebih detailnya aspek-aspek yang harus diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku
2. Pasar
3. Sumber tenaga kerja
4. Utilitas

Berikut pada sub-bab II.2.1, akan diberikan penjelasan mengenai faktor-faktor dalam pemilihan lokasi, yang merupakan uraian dari keempat poin diatas.

### II.2.1 Faktor dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

#### 1. Ketersediaan Bahan baku

Bahan baku yang akan digunakan dalam pembuatan Natrium Hidroksida berupa garam industri. Ketersediaannya menjadi salah satu faktor terpenting dalam penentuan lokasi pabrik. Perancangan pabrik dengan kapasitas yang besar juga akan membutuhkan bahan baku dalam jumlah yang besar, maka jarak

lokasi pabrik dengan sumber bahan baku akan mengurangi biaya transportasi dan kemudahan memperoleh bahan baku.

Berdasarkan ketersediaan garam industri sebagai bahan baku utama dalam pembuatan natrium hidroksida, maka dibawah ini ditampilkan data persebaran lokasi beberapa produsen garam industri di Indonesia beserta kapasitas produksinya, sebagai berikut:

**Tabel II.4.** Daftar Produsen Garam Industri Beserta Kapasitas

No	Produsen	Kapasitas Produksi (ton/tahun)	Lokasi
1	PT Cheetham Garam Indonesia	900.000	Cilegon
2	PT Sumatraco Langgeng Makmur	300.000	Surabaya

(Kementerian Perindustrian RI, 2018)

## 2. Pasar

Pada pabrik natrium hidroksida dari bahan baku garam industri yang akan didirikan, akan dihasilkan produk berupa natrium hidroksida dan *byproduct* berupa asam klorida. Dalam dunia industri, natrium hidroksida banyak digunakan sebagai bahan katalis dalam industri pengolahan minyak kelapa sawit (*crude palm oil*), sebagai bahan baku dalam industri manufaktur sabun (saponifikasi), dan sebagai bahan baku dalam proses *pulping* dan *bleaching* pada industri manufaktur kertas. Selain itu, penggunaan natrium hidroksida dalam industri pengolahan dan manufaktur seperti pada industri tekstil, manufaktur kaca, memiliki jumlah yang relatif lebih kecil, sehingga dikategorikan menjadi kegunaan lain-lain.

Disamping itu, gas hidrogen dan gas klorin sebagai *byproduct* juga dapat diaplikasikan dalam dunia perindustrian, dimana salah satunya untuk gas klorin adalah pada industri pembuatan pipa. Kemudian untuk gas hidrogen dapat diaplikasikan pada industri pengolahan bijih logam dengan metode hidrometalurgi. Secara teknis, metode *hydrometallurgy* adalah

suatu metode untuk memperoleh logam dari bijih logam dengan melibatkan reaksi-reaksi kimia dengan suatu pelarut atau agen pengekstraksi. Ekstraksi (*leaching*) yang dilakukan bertujuan untuk molarutkan logam (*solute*) dari dalam bijihnya (*inert*), ke dalam pelarut (*solvent*).

Berikut ini merupakan beberapa pabrik yang bergerak dalam bidang pengolahan dan manufaktur yang memanfaatkan natrium hidroksida sebagai bahan baku maupun bahan pendukung proses, beserta lokasi pabrik tersebut.

**Tabel II.5.** Daftar Pabrik yang Memanfaatkan NaOH sebagai Bahan Baku Proses

No	Nama Pabrik	Jenis Produk	Lokasi Pabrik
1	PT Sinarmas Agro Resources and Technology, Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Jawa Timur
2	PT Astra Agro Lestari (Persero), Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Kalimantan Selatan, Kalimantan Timur, Sulawesi Barat
3	PT Sawit Sumbermas Sarana Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Kalimantan Timur, Kalimantan Selatan, Riau
4	PT Unilever Indonesia Tbk.	Sabun	Jawa Barat, Jawa Timur
5	PT Indah Kiat Pulp & Paper Tbk.	Pulp dan Kertas	Banten
6	PT Tjiwi Kimia	Pulp dan Kertas	Jawa Timur

### 3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor yang turut berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik. Pemilihan lokasi pabrik diusahakan

berada di daerah yang mempunyai banyak penduduk dengan usia kerja (penduduk berusia 15 tahun dan lebih), agar dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja serta sebagai upaya memajukan perekonomian daerah dengan membuka lapangan kerja baru. Jumlah masyarakat yang berada pada usia produktif bekerja serta memiliki keahlian atau kompetensi dapat dinyatakan dalam jumlah penduduk usia kerja. Berikut merupakan data jumlah penduduk usia kerja menurut provinsi di pulau jawa:

**Tabel II.6.** Data Jumlah Penduduk Usia Kerja di Pulau Jawa

No	Provinsi	Jumlah Angkatan Kerja	Upah Minimum Provinsi (Rp)
1	Banten	5.332.409	2.099.385
2	DKI Jakarta	5.169.160	3.648.036
3	Jawa Barat	20.020.877	1.544.361
4	Jawa Tengah	18.594.535	1.486.065
5	DI Yogyakarta	2.972.018	1.454.154
6	Jawa Timur	21.593.252	1.508.895

(Badan Pusat Statistika, 2018)

#### 4. Utilitas

Fasilitas utilitas industri dapat meliputi penyediaan listrik / sumber energi, dan air untuk menunjang produksi di suatu pabrik. Di sepanjang pulau jawa, setidaknya terdapat 5 pembangkit listrik, dengan kapasitas daya yang dihasilkan diatas 1.000 MW. Adapun persebaran lokasi beberapa pembangkit listrik di pulau jawa beserta kapasitas daya terpasangnya, dijabarkan sebagai berikut :

**Tabel II.7.** Daftar Pembangkit Listrik di Pulau Jawa

No	Pembangkit	Kapasitas Daya (MW)	Lokasi
1	PLTU Paiton	4.600	Probolinggo, Jawa Timur

2	PLTGU Gresik	2.280	Gresik, Jawa Timur
3	PLTU Karawang	1.760	Karawang, Jawa Barat
4	PLTU Suralaya	3.400	Cilegon, Banten
5	PLTA Cirata	1.008	Purwakarta, Jawa Barat

(Perusahaan Listrik Negara (PLN), 2018)

Selain kebutuhan akan listrik sebagai sumber energi, ketersediaan air juga menjadi satu hal penting dalam utilitas pabrik. Dalam pabrik pembuatan natrium hidroksida, air digunakan secara langsung dalam proses produksi, sehingga kebutuhannya disebut sebagai air proses. Penyediaan air proses dapat bersumber dari aliran sungai atau waduk. Berikut adalah jumlah aliran sungai di pulau jawa yang dipetakan menurut provinsi:

**Tabel II.8.** Jumlah Aliran Sungai Berdasarkan Provinsi di Pulau Jawa

No	Provinsi	Jumlah Aliran Sungai
1	Banten	8
2	DKI Jakarta	14
3	Jawa Barat	25
4	Jawa Tengah	32
5	DI Yogyakarta	8
6	Jawa Timur	12

(Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan RI, 2018)

Kemudahan akses menuju lokasi pabrik, fasilitas-fasilitas penunjang seperti pergudangan dan pelabuhan, serta lingkungan yang terintegrasi, menjadi hal yang patut diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik. Hal ini dapat dijawab dengan

keberadaan kawasan industri terintegrasi. Berikut merupakan persebaran kawasan industri di pulau jawa:

**Tabel II.9.** Persebaran Lokasi Kawasan Industri di Pulau Jawa

No	Kawasan Industri	Lokasi	Luas Lahan (Ha)
1	Krakatau Industrial Estate	Cilegon, Banten	705
2	Jakarta Industrial Estate Pulogadung	Jakarta Timur	433
3	Karawang International Industrial City	Karawang, Jawa Barat	43.232
4	Kawasan Industri Kendal	Kendal, Jawa Tengah	1.000
5	Tanjung Emas Export Processing Zone (TEEP)	Semarang, Jawa Tengah	2.715
6	Kawasan Industri Piyungan – Creative Economy Park	Bantul, DI Yogyakarta	335
7	Java Integrated Industrial and Port Estate (JIYPE)	Gresik, Jawa Timur	3.000
8	Pasuruan Industrial Estate	Pasuruan, Jawa Timur	500
9	Ngoro Industrial Park	Mojokerto, Jawa Timur	225

(Kementerian Perindustrian RI, 2018)

## 5. Lingkungan sekitar

Pembangunan pabrik memerlukan izin pemerintahan setempat, jika lokasi berdekatan dengan pemukiman. Apabila lokasi pembangunan pabrik berada di kawasan industri, maka tidak memerlukan perizinan yang rumit. Selain itu, iklim dan cuaca di daerah juga perlu diperhatikan, seperti iklim, cuaca, dan adanya potensi bencana alam yang serius.

Untuk keperluan desain, dibutuhkan basis data seperti temperatur ambien, kelembapan, cuaca, sehingga desain yang dibuat sesuai dengan lokasi dan kondisi tempat didirikannya pabrik.

### **II.2.2 Pemilihan Lokasi Pabrik**

Jika ditarik kesimpulan dapat dipilih Kabupaten Gresik, Jawa Timur sebagai lokasi yang tepat untuk pendirian pabrik. Hal ini didasari oleh:

1. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan konsumen seperti Pabrik Sabun, Pabrik Kertas, dan Pabrik Pengolahan Minyak yang membutuhkan natrium hidroksida sebagai bahan baku utama maupun bahan baku pendukung di dalam prosesnya (aspek pasar)
2. Fasilitas industri serta penyediaan utilitas di Kabupaten Gresik yang memadai. Hal ini ditunjukkan dengan tersedianya kawasan industri terintegrasi dengan pelabuhan di Kabupaten Gresik, yang mendukung kemudahan akses dan transportasi untuk keperluan proses produksi pabrik. Selain itu, didukung dengan adanya pembangkit listrik PLTGU Gresik dengan kapasitas 2.280 MW, sebagai sumber pasokan listrik pabrik.
3. Ketersediaan tenaga kerja di provinsi jawa timur, dimana jumlah penduduk usia kerja di provinsi Jawa Timur sebesar 21.593.252 jiwa. Hal ini menunjukkan bahwa potensi jumlah penduduk usia kerja di provinsi Jawa Timur dalam memenuhi kebutuhan tenaga kerja pada pabrik natrium hidroksida yang akan didirikan, sangat baik.
4. Pembangunan pabrik direncanakan di daerah khusus kawasan industri, sehingga tidak ada perizinan rumit yang melibatkan masyarakat sekitar. Selain itu, iklim dan cuaca di daerah ini cukup stabil, tidak tampak adanya potensi bencana alam yang serius. Untuk keperluan desain, dibutuhkan basis data seperti

temperatur ambien, kelembapan, cuaca, sehingga desain yang dibuat sesuai dengan lokasi dan kondisi tempat didirikannya pabrik. Berikut ini merupakan basis desain data untuk wilayah Gresik, Jawa Timur.

- Temperatur ambien : 25-32°C
- Kelembapan : 55-80%
- Kecepatan angin : 10 km/jam

([www.bmkg.go.id](http://www.bmkg.go.id), 2020)

Adapun titik lokasi pabrik natrium hidroksida yang akan didirikan, ditampilkan dalam gambar peta *Java Integrated Industrial and Port Estate*, Kelurahan Manyarejo, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, sebagai berikut:



**Gambar II.1** Lokasi Pabrik Natrium Hidroksida di Kabupaten Gresik, Jawa Timur

## **II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk**

### **II.3.1 Bahan Baku**

Bahan baku dalam pembuatan Natrium Hidroksida adalah garam industri. Berdasarkan Peraturan Menteri Perindustrian (Permenperin) No. 88 Tahun 2014, garam dikelompokkan menjadi beberapa jenis yaitu:

- Garam Konsumsi, ialah garam yang digunakan untuk konsumsi masyarakat. Garam konsumsi memiliki kandungan NaCl minimal 94% atas dasar basis kering (adbk), dengan kandungan air maksimum sebesar 7%.
- Garam Industri, ialah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung yang digunakan pada proses produksi suatu industri. Garam industri memiliki spesifikasi teknis yang berbeda-beda, bergantung pada jenis industri yang dijabarkan sebagai berikut:
  - Garam Industri Kimia, adalah garam yang digunakan untuk proses produksi senyawa-senyawa kimia, antara lain *Chlor Alkali Plant* (CAP), dengan kadar NaCl minimum 96% (adbk), dengan kandungan air maksimum sebesar 2,5%.
  - Garam Industri Aneka Pangan, adalah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung pada industri yang memproduksi makanan atau minuman, dengan kadar NaCl minimum 97% (adbk), dengan kandungan air maksimum 0,5%.
  - Garam Industri Farmasi, adalah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung pada industri farmasi seperti pada pembuatan

- cairan infus, cairan pembersih darah, dan lain sebagainya. Jenis garam ini memiliki spesifikasi kadar NaCl minimum 99,8% (adbk), dengan kadar impuritas mendekati 0%.
- Garam Industri Perminyakan, adalah garam yang digunakan sebagai bahan penolong pada proses pengeboran minyak, dengan kadar NaCl minimum 95%, dengan kadar air 3% sampai dengan 5%.
  - Garam Industri Penyamakan, ialah garam yang digunakan sebagai bahan penolong pada proses penyamakan kulit (tekstil), dengan kadar NaCl minimum 85%.
  - Garam Water Treatment, adalah garam yang digunakan sebagai bahan pendukung pada proses penjernihan dan/atau pelunakan air pada *boiler*. Spesifikasi yang dibutuhkan adalah kadar NaCl minimal 85% untuk keperluan penjernihan air, dan kadar NaCl minimal 95% untuk keperluan pelunakan air pada *boiler*.

(Kementerian Perindustrian RI, 2014)

Garam industri yang digunakan sebagai bahan baku utama pada proses pembuatan Natrium Hidroksida, bersumber dari PT. Cheetam Indonesia, yang memiliki komposisi sebagai berikut:

**Tabel II.10.** Komposisi Garam Industri PT. Cheetam Indonesia

Komponen	Komposisi (% b/b)
Natrium Klorida (NaCl)	98
Air (maksimal)	0,2
Magnesium (Mg)	0,72

Kalsium (Ca)	1,08
(PT. Cheetam Indonesia, 2016)	

Adapun pemilihan Garam Industri dari PT. Cheetam Indonesia sebagai bahan baku adalah karena komposisi dari garam industri yang diproduksi telah memenuhi standar mutu garam industri soda kaustik, berdasarkan SNI 0303:2012 berikut:

**Tabel II.11.** Standar Mutu Garam Industri Soda Kaustik

Komponen	Komposisi (% b/b)
Natrium Klorida (NaCl)	96
Air (maksimal)	2.5
Magnesium (Mg)	0,05
Kalsium (Ca)	0,1
Sulfat ( $\text{SO}_4^{2-}$ )	0.2
Bagian tak larut dalam air	0.05

(Badan Standardisasi Nasional, 2012)

### II.3.2 Target Produk

Target produk yang hendak dicapai dari pabrik pembuatan Natrium Hidroksida dengan bahan baku garam industri ini adalah produk Natrium Hidroksida dalam bentuk *aqueous*, dengan *byproduct* berupa gas Hidrogen ( $\text{H}_2$ ) dan gas Klorin ( $\text{Cl}_2$ ).

### II.3.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 1. NaCl (Natrium Klorida)

Natrium Klorida dalam bentuk padatan memiliki bahasa pasar yaitu garam. Berikut sifat fisika dan kimia dari natrium klorida:

- Sifat fisik = Padatan putih kristal
- Berat molekul = 58,44 gram/mol
- Titik lebur ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 800

- Titik didih ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 1465  
(<https://fscimage.fishersci.com>, 2015)

## 2. NaOH (Natrium Hidroksida)

Natrium Hidroksida (NaOH) biasa disebut sebagai *caustic* soda atau sodium hidrat. Berikut sifat fisika dan kimia dari natrium hidroksida:

- Sifat fisik = cairan tidak berwarna
- Berat molekul = 40 gram/mol
- Titik lebur ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 323
- Titik didih ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 388,3
- Viskositas (mPa·s) = 4,521 (pada 350 $^{\circ}\text{C}$ )
- *Spesific heat* (J/g) = 8,993 (pada 50 $^{\circ}\text{C}$ )
- *Mass density* = 1,782 gram/cm<sup>3</sup>
- Kelarutan = mudah larut dalam air dingin

([www.labchem.com](http://www.labchem.com), 2016)

## 3. H<sub>2</sub> (Hidrogen)

Hidrogen sebagai produk samping dari proses pabrik pembuatan NaOH dalam bentuk gas. Berikut sifat fisika dan kimia dari gas Hidrogen:

- Sifat fisik = gas, tidak berbau, dan tidak berwarna
- Berat molekul = 2.016 gram/mol
- Titik lebur ( $^{\circ}\text{C}$ ) = -259.15
- Titik didih ( $^{\circ}\text{C}$ ) = -253
- *Mass density* = 0,083 lb/ft<sup>3</sup>
- Auto-ignition temperature ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 566

#### 4. Cl<sub>2</sub> (Klorin)

Klorin sebagai produk samping dari proses pabrik pembuatan NaOH dalam bentuk gas. Berikut sifat fisika dan kimia dari gas Klorin:

- Sifat fisik = gas berwarna hijau kekuningan dengan bau yang menyengat
- Berat molekul = 70,914 gram/mol
- Titik lebur (°C) = -101
- Titik didih (°C) = -34,05
- *Mass density* = 2,7 Kg/m<sup>3</sup> (50°C)
- Viskositas (20°C) = 0,01327 cP

(www.oltchim.com, 2019)

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

#### **III.1. MACAM MACAM PROSES**

Hampir dari semua soda kaustik diproduksi dari elektrolisis soda kaustik atau garam industri menggunakan satu dari tiga tipe elektrolisis: merkuri, diafragma, dan membran sel. Prinsip dasar dari elektrolisis suatu soda kaustik adalah berikut.

- Di daerah anoda, ion klorin dioksidasi menjadi klorin ( $\text{Cl}_2$ ).
- Di daerah katoda, reaksi beragam berdasarkan dari jenis elektrolisis yang digunakan.

Berikut uraian proses yang umumnya dilakukan untuk memproduksi soda kaustik.

##### **1. Elektrolisis Tipe Merkuri**

Dalam tipe ini, garam dalam bentuk larutan akan dialirkan melalui bejana baja dengan panjang lebih kurang 15 m dengan diameter 2 m. Terdapat dua elektroda. Katodanya adalah merkuri dan anoda terbuat dari titanium yang terlapisi logam oksida. Klorin akan terlepaskan pada anoda dan akan terkumpul di atas larutan dan akan mulai membentuk gas yang korosif, basah, dan panas.

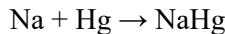
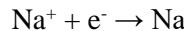
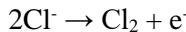
Ion sodium akan dilepaskan pada permukaan katoda merkuri dan akan membentuk amalgam dengan konsentrasi merkuri yang rendah. Amalgam ini akan keluar dari sel tanpa bereaksi dengan air atau klorin.

Amalgam sodium akan diteruskan bersamaan dengan air murni menuju decomposer. Decomposer ini merupakan suatu bejana baja yang diisi dengan bola-bola grafit atau elektroda-elektroda grafit. Dalam decomposer, amalgam sodium ini akan bereaksi membentuk kaustik soda dalam bentuk larutan 50% dan akan melepaskan gas hidrogen, melepaskan logam merkuri, yang akan digunakan kembali untuk sel elektrolitik. Grafit difungsikan untuk

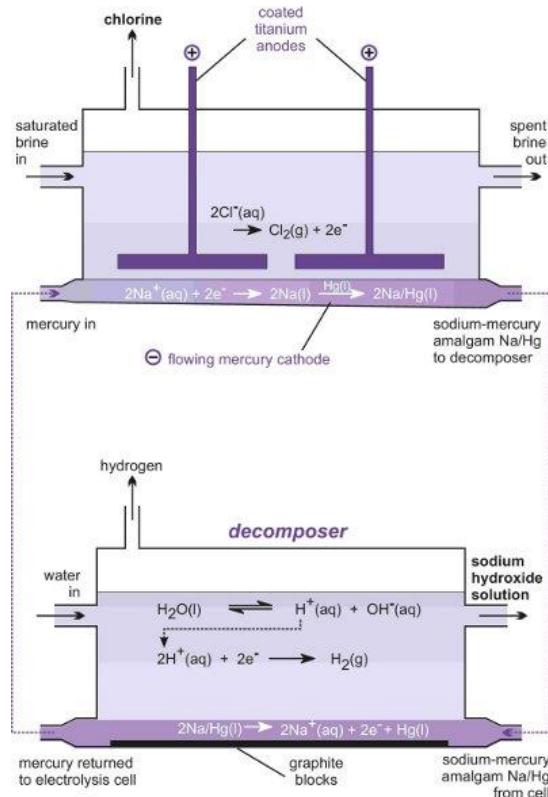
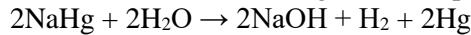
mempercepat reaksi dengan menyediakan luas permukaan reaksi yang lebih banyak.

Berikut adalah reaksi yang terjadi dalam sel air garam dan sel pembuatan kaustik soda secara berturut-turut.

Sel air garam:



Sel pembuatan kaustik soda di bagian dekomposer:



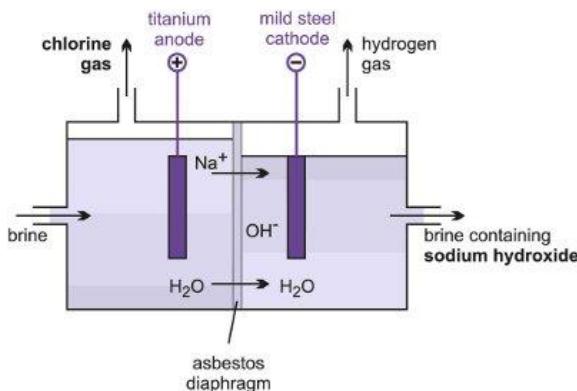
**Gambar III.1** Diagram Proses Elektrolisis Tipe Merkuri

## 2. Elektrolisis Tipe Diafragma

Dalam tipe ini, anodanya tetap titanium dengan lapisan logam oksida, namun katodanya diganti dengan baja. Terdapat diafragma asbestos berpori untuk memisahkan klorin dan hidrogen yang dilepaskan selama elektrolisis.

Ion hidroksida akan terbentuk dalam bagian katoda yang akan membentuk larutan sodium hidroksida ketika bertemu dengan ion sodium yang diproduksi di bagian anoda. Elektrolit level dipertahankan lebih tinggi di daerah anoda sehingga air garam dapat meresap menembus diafragma menuju seksi katoda di mana akan dialirkan keluar dengan larutan sodium hidroksida.

Klorin akan terbentuk di daerah anoda dan akan dialirkan ke atas. Larutan dari katoda akan mengandung lebih kurang 10—12% (w/w) sodium hidroksida dan 15% (w/w) soda kaustik. Larutan ini akan diuapkan hingga mencapai 1/5 volume awal sehingga soda kaustik yang jauh lebih kurang mudah terlarut akan terkristalisasi dan meninggalkan larutan dengan keadaan akhir sekitar 50% (w/w) sodium hidroksida dan kurang dari 1% (w/w) soda kaustik.



**Gambar III.2** Diagram Proses Elektrolisis Tipe Diafragma

### 3. Elektrolisis Tipe Membran Sel

Anoda dalam tipe ini terbuat dari titanium yang terlapisi ruthenium dioksida dengan katodanya adalah nikel yang umumnya dilapisi untuk mengurangi konsumsi energi. Bagian dari anoda dan katoda terpisahkan dengan sebuah membran ion-permeable. Membran tersebut akan bersifat permeable terhadap kation, namun tidak untuk anion. Membran ini membuat ion sodium dapat lewat, namun tidak untuk ion klorida dan ion hidroksida. Ion sodium akan mengalir dalam bentuk hidratnya ( $\text{Na} \cdot x\text{H}_2\text{O}$ )<sup>+</sup> sehingga beberapa air akan tertransfer melalui proses ini, namun membran akan bersifat permeable terhadap molekul air yang bebas.

Larutan sodium hidroksida akan meninggalkan sel ini dalam keadaan 30% (w/w) yang akan dinaikkan konsentrasinya hingga 50% menggunakan *steam* dengan keadaan *under pressure*.

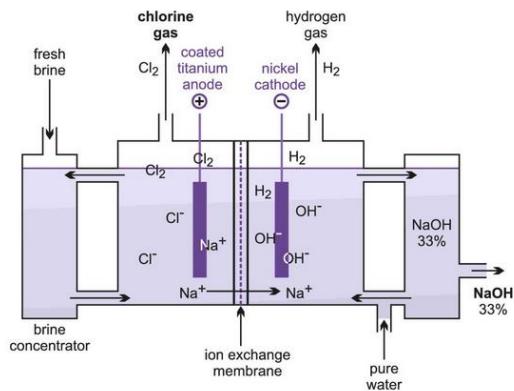
Membran yang digunakan memiliki ketebalan 0.15—0.3 mm dan terbuat dari co-polimer dari tetrafluoroethene.

Umumnya, pabrik untuk memproduksi sodium hidroksida adalah pabrik yang menggunakan *Oxygen Depolarized Cathode* (ODC) yang merupakan teknologi untuk memproduksi klorin.

Ion hidrogen akan berpindah ke katoda dan gas hidrogen akan dilepaskan. Namun, bila oksigen dipompa untuk masuk ke bagian sel yang ini, hidrogen akan bereaksi untuk membentuk air dan tegangan listrik yang dibutuhkan untuk proses elektrolisis akan berkurang sepertiga. Ini merupakan satu keuntungan dari proses ini. Namun, hidrogen tidak dapat digunakan sebagai produk samping yang di mana ia memiliki nilai jual tinggi, selain itu, akan dibutuhkan pasokan oksigen sebagai *raw material* tambahan.

Ada beberapa kesulitan teknis dalam mengimplementasikan proses ini (ODC, *oxygen-*

*depolarised cathode)* untuk mengelektrolisis air garam. Pabrik komersial yang besar telah banyak dibangun di Cina dan Jerman, menggunakan ODC. Saat ini, kesulitan-kesulitan telah dapat diatasi dan pabrik baru telah diberikan amanah untuk menggunakan air garam dalam pembuatan material.



**Gambar III.3** Diagram Proses Elektrolisis Tipe Membran Ion

Reaksi yang terjadi di bagian katoda dari elektrolisis sel membran dan sel diafragma memiliki kesamaan, yaitu akan membentuk reaksi berikut.



Kekurangan dari proses ini adalah membran ion yang sangat sensitif terhadap Ca<sup>2+</sup> dan Mg<sup>2+</sup> sehingga diperlukan pemurnian terlebih dahulu sebelum bahan dielektrolisis di proses ini. Kandungan ion yang disebutkan di atas harus berada di bawah 10 ppm. Pengotor ini terbawa dari larutan NaCl dan akan memperpendek usia dari membrane ion.

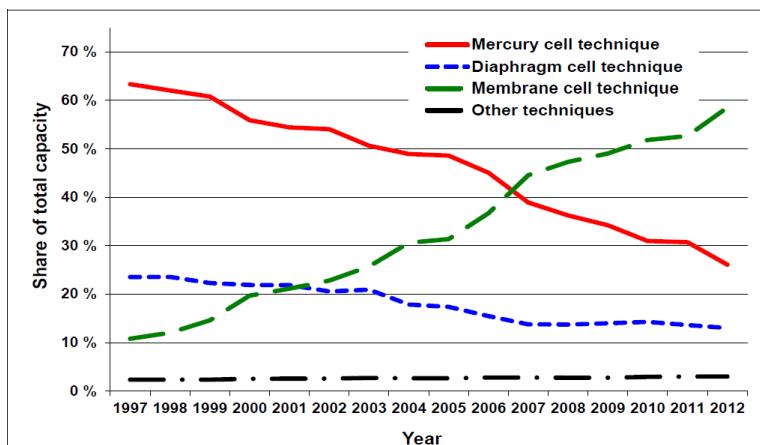
Perlu diketahui bahwa reaksi samping pada anoda masih dapat terjadi dan akan mengakibatkan hilangnya efisiensi kerja. Reaksi tersebut adalah reaksi berikut.



Reaksi samping tersebut dapat diindikasikan dengan adanya penurunan pH.

Selain ketiga proses di atas, sebenarnya masih terdapat proses lain untuk memproduksi soda kaustik yaitu dengan proses penggunaan soda kapur. Namun, dari 2011, proses ini sudah ditinggalkan karena dianggap kurang memberikan keuntungan secara operasi di daerah Eropa bila dibandingkan dengan elektrolisis lain.

Sejak akhir abad 20, teknik sel merkuri mendominasi di Eropa, sedangkan di Amerika didominasi dengan teknik sel diafragma dan sel membran banyak digunakan di Jepang. Mulai dari tahun 1984, tidak ada lagi pabrik baru yang menggunakan Teknik sel merkuri dan sel diafragma pun menjadi sangat sedikit didirikan. Mengenai tren perkembangan penggunaan tiap metode dapat dilihat dalam **Gambar III.4** berikut.



**Gambar III.4** Grafik Perkembangan Frekuensi Digunakannya Beberapa Metode Elektrolisis dalam Pembuatan Soda Kaustik

Perbandingan antara ketiga proses di atas dapat dirangkum menjadi data di bawah ini.

**Tabel III.1** Perbandingan antara Ketiga Metode Pembuatan Soda Kaustik

	Merkuri	Diafragma	Membran
<b>Anoda</b>	RuO <sub>2</sub> + TiO <sub>2</sub> dan pada lapisan substrat Ti	RuO <sub>2</sub> + TiO <sub>2</sub> + SnO <sub>2</sub> pada lapisan substrat Ti	RuO <sub>2</sub> + IrO <sub>2</sub> + TiO <sub>2</sub> pada lapisan substrat Ti
<b>Katoda</b>	Merkuri	Baja (atau baja dilapisi dengan nikel aktif)	Nikel yang dilapisi dengan <i>high area nickel-based</i> atau <i>noble metal-based coatings</i>
<b>Separator</b>	Tidak dibutuhkan	Asbestos, asbestos yang termodifikasi dengan polimer, atau diafragma non-asbestos	Membran penukar ion
<b>Voltase Sel (V)</b>	3.15—4.80	2.90—3.60	2.35—4.00
<b>Kerapatan Arus Listrik (kA/m<sup>2</sup>)</b>	2.20—14.50	0.80—3.60	1.00—6.50
<b>pH</b>	2—5	2.5—3.5	2—4
<b>Produk Katoda</b>	Sodium amalgam (Na-Hg <sub>x</sub> )	10—12 wt-% NaOH dan H <sub>2</sub>	30—33 wt-% NaOH dan H <sub>2</sub>

<b>Produk Dekomposer</b>	50 wt-% NaOH dan H <sub>2</sub>	Tak perlu dekomposer	Tak perlu dekomposer
<b>Produk Evaporator</b>	Tak perlu evaporator	50 wt-% NaOH	50 wt-% NaOH
<b>Kualitas dari Soda Kaustik (50 wt-% NaOH)</b>	NaCl: ~ 50 mg/kg NaClO <sub>3</sub> : ~ 5 mg/kg Hg: ~ 0.1 mg/kg	NaCl: ~ 10 000 mg/kg (15000–17000 mg/kg sebelum pemekatan) NaClO <sub>3</sub> : ~ 1 000 mg/kg (400–500 mg/kg sebelum pemekatan)	NaCl: ~ 50 mg/kg NaClO <sub>3</sub> : ≤ 10—50 mg/kg
<b>Kualitas Klorin (vol-%)</b>	O <sub>2</sub> : 0.1—0.3 H <sub>2</sub> : 0.1—0.5 N <sub>2</sub> : 0.2—0.5	O <sub>2</sub> : 0.5—2.0 H <sub>2</sub> : 0.1—0.5 N <sub>2</sub> : 1.0—3.0	O <sub>2</sub> : 0.5—2.0 H <sub>2</sub> : 0.03—0.3
<b>Kelebihan</b>	Soda kaostik dengan konsentrasi 50 wt-% memiliki kemurnian yang tinggi langsung dari sel Klorin dan hidrogen memiliki kemurnian tinggi	Kualitas air garam yang diperlukan rendah Konsumsi energi listrik rendah	Konsumsi energi totalnya rendah Investasi dan biaya operasi paling rendah Tidak memerlukan merkuri atau asbestos Kemurnian kaustik soda tinggi Pengembangan proses ke

	Pemurnian untuk air garamnya relative simpel		depan memiliki prospek yang luas
<b>Kekurangan</b>	Menggunakan merkuri Biaya operasi sel yang mahal Proteksi lingkungan membutuhkan <i>treatment</i> yang mahal	Konsumsi <i>steam</i> yang sangat besar untuk memekatkan soda kaustik menggunakan multiefek evaporator Kemurnian soda kaustik yang rendah Kualitas klorin yang rendah Beberapa sel dioperasikan dengan diafragma asbestos	Air garam diperlukan dalam kemurnian yang tinggi Kualitas klorin yang rendah Harga membran yang mahal

Beberapa faktor di atas akan menjadi pertimbangan dalam memilih proses utama dalam pembentukan sodium hidroksida. Dengan demikian, dapat disimpulkan oleh kami bahwa metode yang paling baik untuk dilakukan produksi mengacu pada metode penggunaan membran ion.

### **III.2. URAIAN PROSES**

#### **III.2.1. PELARUTAN GARAM DAN PEMURNIAN AIR GARAM**

Garam yang digunakan dalam pabrik ini adalah garam dalam bentuk solid. Oleh karenanya, diperlukan proses persiapan terlebih dahulu. Garam dari tangki penyimpanan (F-110) perlu untuk dilarutkan dengan air dalam *brine saturator* (M-140). Garam NaCl akan diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-141) dan diangkat naik menggunakan bantuan *bucket elevator* (J-142) untuk diumpulkan ke *brine saturator tank*. Di dalamnya, garam akan diencerkan menggunakan air dan *depleted brine* (istilah ini akan dijelaskan lebih lanjut nanti). Pengenceran ini dilakukan untuk membuat keadaan air garam yang jenuh (*saturated brine*). *Saturated brine* akan masuk menuju tangki penampung terlebih dahulu. Garam yang dianggap jenuh di sini menurut literatur yang kami peroleh adalah sebesar 26 gram NaCl dalam 100 gram larutan garam (NaCl:NaCl+air).

Air garam yang terbentuk dalam *brine saturator* perlu untuk dimurnikan. Pemurnian dilakukan terhadap ion-ion sulfat, Ca, Mg, Ba, dan logam lain yang dapat memengaruhi kinerja elektrolisis. Banyaknya logam kontaminan akan dipengaruhi oleh kualitas dari garam yang akan menjadi *feed* produksi. Oleh karenanya, perlu untuk dicari sumber garam industri yang berkualitas. Spesifikasi kualitas garam industri dari *feed* pabrik ini dapat ditinjau kembali di bab sebelumnya (Tabel II.12)

##### **1. Pemurnian Awal**

Pemurnian awal yang dilakukan di dalam *brine reactor* akan dibantu dengan penggunaan sodium karbonat untuk

mengendapkan ion kalsium dalam bentuk kalsium karbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) dan soda kaustik untuk mengendapkan ion magnesium dalam bentuk magnesium hidroksida ( $\text{Mg(OH)}_2$ ). Penambahan ini dilakukan dalam dua tangki yang berbeda sehingga akan diperlukan dua tangki *brine reactor* (R-150A dan R-150B).

Pengendapan ini terjadi karena  $\text{Mg(OH)}_2$  dan  $\text{CaCO}_3$  di dalam air memang bersifat *insoluble* sehingga dengan cara inilah, proses pemisahan ion pengotor Mg dan Ca dilakukan tanpa menambah ion pengotor lain.

Setelah air garam direaksikan, ia akan ditampung telebih dahulu di M-161 di mana juga terdapat agitator dan penambahan flokulasi (PAC) sehingga endapan yang terbentuk dan diarahkan untuk menjadi *flok-flok* yang lebih besar sehingga endapan-endapan tersebut dapat mengendap di *clarifier* (H-160).

Di dalam *clarifier*, pengendapan dari kalsium karbonat dan magnesium hidroksida terjadi. Dengan waktu tinggal lebih kurang selama 4 jam, endapan-endapan diharapkan dapat memperoleh waktu yang cukup untuk mengendap dengan bantuan gaya berat. Air garam akan keluar sebagai *overflow* dari *clarifier* dan akan masuk dalam tangki penampung terlebih dahulu dan di bagian bawah *clarifier*, endapan-endapan akan disapu secara perlahan menuju satu titik dan akan dialirkan menuju *open tank* (F-541) untuk kemudian dilakukan penyaringan menggunakan *continuous filter press* (H-

540) sehingga akan diperoleh *cake* dan sisa air garam yang dapat dikembalikan menuju *brine saturator*.

## 2. Pemurnian Tingkat Lanjut

Air garam yang telah menjadi *overflow product* dari *clarifier* akan dialirkan menuju tahap selanjutnya di mana masih diperlukan proses pemurnian lebih lanjut. Pemurnian tingkat lanjut ini dilakukan untuk menjaga dan mempertahankan umur dari membran yang digunakan karena pengendapan Ca, dan Mg dalam *clarifier* dirasa masih kurang dapat memberikan hasil maksimal. Dalam pemurnian lebih lanjut, terdapat penyaringan lebih lanjut menggunakan tiga *anthracite filters* (H-170 A, B, dan C) yang digunakan untuk menahan endapan-endapan. Seluruh proses penyaringan ini akan dibantu oleh adanya tangki penampung dan beberapa pompa untuk memberikan bantuan dorongan aliran. Air garam keluaran proses ini diharapkan dapat mengandung endapan dalam konsentrasi dengan besaran ppb. Setelah melalui penyaringan-penyaringan di atas, *pure brine* dengan konsentrasi 26% akan dilewatkan menuju *brine preheater* (E-212) yang akan dipanaskan dengan bantuan *saturated steam* bertekanan lebih kurang 3 atm sehingga *brine* dapat mencapai suhu sekitar 60°C yang merupakan kondisi operasi dari alat untuk proses selanjutnya yaitu *electrolyser*.

### **III.2.2. ELECTROLYSER (R-210)**

Air garam yang telah dimurnikan selanjutnya akan masuk menuju bagian anoda dalam *electrolyser* (anolit) bagian bawah dan akan memenuhi kompartemen sehingga aliran dapat dijaga dalam kondisi atmosferik. Proses yang terjadi dalam sel ini telah dijelaskan pada subbab Seleksi Proses. Larutan garam akan masuk menuju ruang anoda dan akan terjadi oksidasi ion klorin menjadi gasnya. Adanya membran semipermeable akan menyebabkan air dan ion klorin akan tertahan dan hanya akan memperbolehkan ion sodium untuk lewat dengan kondisi mengikat sekitar 4 mol air untuk tiap mol sodium. Di bagian katoda lah nantinya air akan mengalami reduksi menjadi gas hidrogen dan ion hidroksida. Dengan adanya ion sodium dan ion hidroksida, maka larutan soda kaustik telah diperoleh dalam kondisi  $\pm 32$  wt-%. Beberapa bagian larutan yang keluar dari ruang katoda (katolit) akan dicampur dengan air proses untuk menurunkan konsentrasi larutan hingga mencapai lebih kurang 30 wt-% dan akan dikembalikan menuju inlet bawah katolit. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi larutan soda kaustik keluar dari katolit tetap dalam kondisi 32 wt-% untuk menjaga kinerja katoda.

Larutan soda kaustik akan secara kontinu dikeluarkan dari *electrolyser* melalui *overflow* katolit sedangkan larutan garam yang sudah berkurang konsentrasiannya (*depleted brine*) akan keluar melalui *overflow* anolit dan akan dijenuhkan kembali dengan garam. Gas klorin akan keluar dari anolit sedangkan gas hidrogen akan keluar melalui katolit. Seluruh proses ini akan menghasilkan produk dalam suhu sekitar 80°C.

Membran yang digunakan terdiri dari dua layer di mana layer pertama akan mengandung polimer yang terperfluorinasi dan telah tersubstitusi dengan gugus karboksilat dan berdekatan dengan katodik yang memiliki sifat untuk memudahkan transfer ion sodium dan cenderung akan menghalangi transfer ion hidroksida, klorida, ion hipoklorit, dan ion klorat. Sisi lain mengandung polimer terfluorinasi dengan substituent gugus sulfonat dan dekat dengan anodik yang berfungsi untuk *supporting* kekuatan mekanis dan konduktivitas elektrik yang tinggi.

### III.2.3. DEKOMPOSISI KLORAT

Aliran larutan yang keluar dari sisi anolit akan sel elektrolisis akan masuk menuju *chlorate destructor reactor* (R-510). Hal ini dilakukan untuk mengurangi pembentukan klorat dalam larutan yang memiliki efek negatif pada resin penukar ion, kualitas kaustik soda, dan pada emisi ke lingkungan, membran sel dioperasikan dengan unit pemecah klorat untuk mengadakan deklorinasi menggunakan HCl tambahan untuk menggeser reaksi yang tadi terjadi di anolit sehingga dapat membentuk klorin pada temperature pada suhu 80°C. Besar HCl yang akan diumpulkan tidak tentu jumlahnya, asalkan dapat menggeser reaksi yang ada sehingga penambahan ini dapat dilakukan dengan jumlah tertentu namun tetap harus dikonsiderasikan bahwa sisa HCl ini nantinya harus ternetralisasikan dengan penambahan NaOH dari produk. Reaksi yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut.

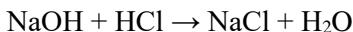


Klorin yang dihasilkan di sini akan terbagi dalam bentuk terlarut dan gas yang akan langsung disedot oleh *blower* (L-423) sebelum nanti akan

dipertemukan dengan aliran gas klorin dari hasil anolit. Besarnya klorin terlarut menurut literatur adalah sebesar 1 gram/L larutan.

#### **III.2.4. NEUTRALIZATION REACTOR**

Larutan yang keluar dari unit *chlorate destructor reactor* akan masuk menuju *neutralization reactor* (R-520) di mana kandungan HCl sisa reaksi akan dinetralisasi dengan penambahan larutan NaOH dari aliran produk. Penambahan NaOH yang dibutuhkan akan sesuai dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut.



Larutan yang telah mengalami reaksi netralisasi akan dialirkan menuju tangki penyimpan untuk kemudian dilakukan proses selanjutnya.

#### **III.2.5. ACTIVATED CARBON FILTER**

Larutan akan diumpulkan menuju *activated carbon filter* (H-530) yang akan mengikat klorin terlarut sehingga larutan yang akan diumpanbalikkan dapat bebas dari gas klorin. Larutan keluar dari *activated carbon filter* diasumsikan telah bebas dari klorin terlarut.

#### **III.2.5. PEMEKATAN SODA KAUSTIK DAN PENYIMPANAN PRODUK**

Aliran larutan soda kaustik keluar dari proses elektrolisis memiliki konsentrasi sekitar 32 wt-% dan akan dilakukan pembagian aliran sesuai yang ada dalam PFD untuk mendukung proses pabrik yang ada di beberapa titik. Setelahnya, larutan yang tersisa akan dipekatkan dengan menggunakan *shell and tube evaporator* dua tingkat (*two effect evaporator*) (V-310 A dan B). Pemekatan dilakukan hingga mencapai

konsentrasi 50 wt-%. *Evaporator* pertama bekerja dalam kondisi lingkungan namun *evaporator* kedua bekerja dalam kondisi vakum dengan bantuan adanya *barometric condenser* (G-315) dan *steam ejector* (E-316).

Larutan soda kaustik yang telah dipekatkan akan dialirkan menuju *NaOH cooler* yang akan dibantu oleh air pendingin untuk mengambil panas dari larutan NaOH sebelum dilakukan penyimpanan. Larutan keluar dari *evaporator* kedua akan bersuhu 91.5°C sehingga perlu diturunkan suhunya hingga mencapai 50°C agar tidak terlalu memengaruhi lingkungan.

### **III.2.6. PEMROSESAN, PENANGANAN, DAN PENYIMPANAN KLORIN**

Umumnya, gas klorin ( $\text{Cl}_2$ ) yang dihasilkan dari anolit dan *chlorate destructor reactor* memiliki kemurnian yang tinggi sekitar 99%. Gas ini akan didinginkan dalam E-422A sehingga klorin dengan suhu awal 80°C dapat berkurang hingga mencapai 45°C. Hal ini dilakukan untuk menjaga suhu keluaran dari kompresor tidak mencapai 150°C karena akan terjadi *autoignition* antara klorin dengan bahan pipa yang umumnya mengandung *iron*. Setelah pendinginan ini, gas akan dikompres oleh G-421A sehingga tekanan dapat dinaikkan menjadi 2.3 bar dan menjadikan suhu akhir gas menjadi sebesar 131.1°C. Gas akan didinginkan kembali oleh unit E-422B hingga mencapai suhu 70°C sebelum dikompresi oleh GG-421B menjadi 3.6 bar dan 144°C. Setelahnya, suhu gas akan diturunkan oleh E-422C dan E-422D hingga mencapai suhu 45°C sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan dengan kondisi tekanan dan suhu yang sama.

### **III.2.7. PEMROSESAN, PENANGANAN, DAN PENYIMPANAN HIDROGEN**

Gas hidrogen yang keluar dari katolit di elektrolizer memiliki konsentrasi tinggi sekitar 99.9% dan umumnya dilakukan pendinginan terlebih dahulu dengan *saturated water* sebelum disimpan. Proses pendinginan menggunakan *heat exchanger* E-412A hingga mencapai suhu 70°C sebelum diumpulkan ke G-411 dan dikompresi hingga mencapai tekanan 4 bar dan bersuhu lebih kurang 220°C sebelum kemudian akan didinginkan lebih lanjut hingga mencapai suhu 45°C. setelahnya, gaas hidrogen disimpan di dalam tangki penyimpanan dengan kondisi operasi yang sama.

## **BAB IV**

### **NERACA MASSA DAN ENERGI**

#### **IV.I NERACA MASSA**

Produk	=	NaOH 50% Aqueous
Kapasitas Produksi	=	1000000 ton/tahun
Waktu Operasi	=	1 tahun = 330 hari
Basis Perhitungan	=	1 jam
Kebutuhan Bahan Baku	=	739774,435 ton / tahun
	=	2241,741 ton / hari
	=	93,406 ton/jam

**Tabel IV.1 Komposisi Garam Industri (*Feed*)**

---

<b>Komponen</b>	<b>BM (ton/tonmol)</b>	<b>Fraksi Massa</b>
NaCl	58,443	0,9800
Air	18,015	0,0020
CaCl <sub>2</sub>	110,984	0,0072
MgCl <sub>2</sub>	95,211	0,0108
<b>Total</b>		<b>1,0000</b>

Perhitungan neraca massa didasarkan pada hukum kekekalan massa yang mengacu pada persamaan berikut.

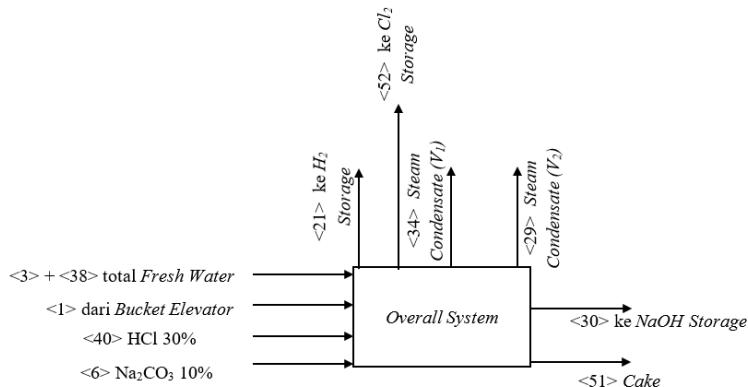
$$\begin{array}{c}
 \text{Akumulasi} \\
 \text{di dalam} \\
 \text{sistem} \\
 = \\
 \text{Massa} \\
 \text{masuk} \\
 \text{ke dalam} \\
 \text{sistem} \\
 - \\
 \text{Massa} \\
 \text{keluar} \\
 \text{dari} \\
 \text{dalam} \\
 \text{sistem} \\
 + \\
 \text{Generasi} \\
 \text{massa di} \\
 \text{dalam} \\
 \text{sistem} \\
 - \\
 \text{Konsumsi} \\
 \text{massa di} \\
 \text{dalam} \\
 \text{sistem}
 \end{array}$$

Keterangan: nilai akumulasi akan dibahas sesuai dengan system yang berlaku saat perhitungan dilakukan.

(Himmelblau, 6<sup>th</sup> ed, 1996)

Dari perhitungan yang telah dijabarkan di Appendiks A, keseimbangan neraca massa telah diperoleh dan akan diberikan datanya sebagai berikut.

### Neraca Massa Overall



**Gambar IV.1** Blok Diagram Sistem *Overall* yang Saling Berpengaruh.

Data dari sistem yang telah diketahui adalah sebagai berikut. Asumsi:

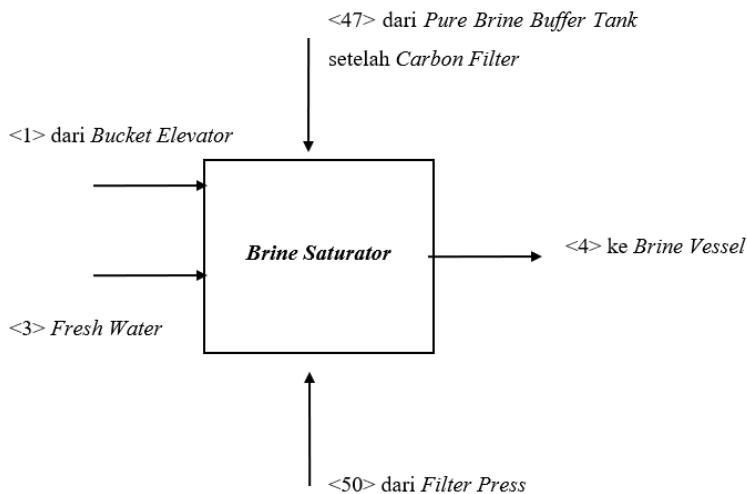
Terdapat beberapa senyawa yang akan terakumulasi di dalam sistem. Beberapa senyawa ini dapat dilihat di Appendiks A.

**Tabel IV.2** Neraca Massa Sistem *Overall*

Arah Aliran	Aliran	Komponen	Fraksi Massa	Massa kg*10 <sup>-3</sup> /jam
In	<1>	NaCl	98,00%	91,538
		CaCl <sub>2</sub>	0,72%	0,673
		MgCl <sub>2</sub>	1,08%	1,009
		H <sub>2</sub> O	0,20%	0,187
	<40>	HCl	30,00%	10
		H <sub>2</sub> O	70,00%	23,33333333
	<6>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10,00%	0,642
		H <sub>2</sub> O	90,00%	5,780
	<3>+<38>	H <sub>2</sub> O	100,00%	133,665
<i>Total</i>				266,827
Out	<30>	NaOH	50%	63,131
		H <sub>2</sub> O	50%	63,131
	<29>	H <sub>2</sub> O	100%	37,637
	<34>	H <sub>2</sub> O	100%	33,386
	<52>	Cl <sub>2</sub>	100%	66,428
	<21>	H <sub>2</sub>	100%	1,889
	<51> + acc	Mg(OH) <sub>2</sub>	(tidak termasuk PAC)	0,618
		CaCO <sub>3</sub>	(tidak termasuk PAC)	0,606
<i>Total</i>				266,827

### Unit Mass Balance

#### 1. Brine Saturator (M-140)



**Gambar IV.2** Blok Diagram Sistem *Brine Saturator*

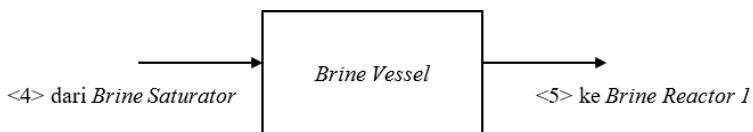
Fungsi: melarutkan garam industri dengan air yang diumpulkan dari *fresh water* sekaligus tempat penjenuhan air garam hasil *recycle* dari proses yang telah terjadi setelah proses selanjutnya.

Asumsi: tidak terjadi akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.3 Neraca Massa Sistem *Brine Saturator***

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )								Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	<1>		<3>		<47>		<50>		<4>	
	X	M	X	M	X	M	X	M	X	M
NaCl	0,98	91,538	0	0	0,180	106,525	0,26	1,529	0,2601	199,592
Air	0,002	0,187	1,00	75,682	0,820	485,772	0,74	4,352	0,7377	565,992
CaCl <sub>2</sub>	0,0072	0,673	0	0	0	0	0	0	0,0009	0,673
MgCl <sub>2</sub>	0,0108	1,009	0	0	0	0	0	0	0,0013	1,009
Total	1,00	93,406	1,00	75,682	1,00	592,296	1,00	5,881	1,00	767,265
	767,265								767,265	

## 2. Brine Vessel (F-143)



**Gambar IV.3 Blok Diagram Sistem *Brine Vessel***

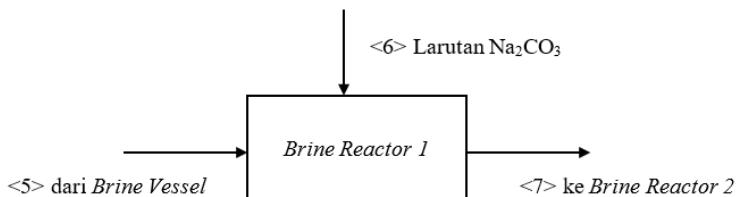
Fungsi: menampung sementara produk yang keluar dari *brine saturator* sebelum diumpulkan ke *brine reactor* pertama. Tidak ada proses di dalamnya.

Asumsi: tidak terjadi akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.4** Neraca Massa Sistem *Brine Vessel*

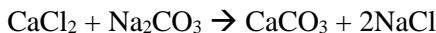
Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	<4>		<5>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,2601	199,592	0,2601	199,592
Air	0,7377	565,992	0,7377	565,992
CaCl <sub>2</sub>	0,0009	0,673	0,0009	0,673
MgCl <sub>2</sub>	0,0013	1,009	0,0013	1,009
Total	1,00	767,265	1,00	767,265
		767,265		767,265

### 3. Brine Reactor 1 (R-150 A)



**Gambar IV.4** Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1*

Fungsi: mereaksikan pengotor berupa CaCl<sub>2</sub> dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> sesuai reaksi berikut.



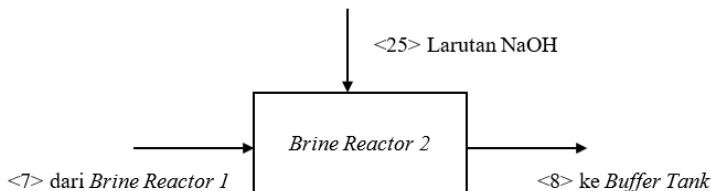
Asumsi:

- Semua pengotor berupa CaCl<sub>2</sub> terkonversi dengan jumlah Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang sesuai
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.
- Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang digunakan adalah larutan dengan konsentrasi 10%

**Tabel IV.5** Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 1*

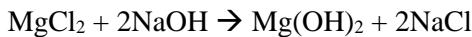
Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<5>			<7>	
NaCl	0,2601	199,592	NaCl	0,2589	200,300
Air	0,7377	565,992	Air	0,7390	571,772
CaCl <sub>2</sub>	0,0009	0,673	CaCl <sub>2</sub>	0	0
MgCl <sub>2</sub>	0,0013	1,009	MgCl <sub>2</sub>	0,0013	1,009
Total	1,00	767,265	CaCO <sub>3</sub>	0,0008	0,606
	<6>		Total	1,0000	773,687
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,1	0,642			
Air	0,9	5,780			
Total	1,0	6,422			
<b>Total</b>	<b>773,687</b>		<b>Total</b>	<b>773,687</b>	

#### 4. Brine Reactor 2 (R-150 B)



**Gambar IV.5** Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2*

Fungsi: mereaksikan pengotor berupa MgCl<sub>2</sub> dengan NaOH sesuai reaksi berikut.



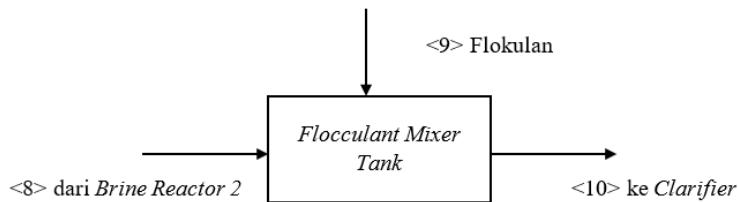
Asumsi:

- Semua pengotor berupa  $\text{MgCl}_2$  terkonversi dengan jumlah  $\text{NaOH}$  yang sesuai
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.
- $\text{NaCl}$  yang digunakan adalah larutan dengan konsentrasi 32% sesuai dengan konsentrasi  $\text{NaOH}$  keluar dari elektrolisis di mana ia disupplai.

**Tabel IV.6** Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 2*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<7>			<8>	
NaCl	0,2589	200,300	NaCl	0,2596	201,538
Air	0,7390	571,772	Air	0,7388	573,573
$\text{CaCO}_3$	0,0008	0,606	$\text{CaCO}_3$	0,0008	0,606
$\text{MgCl}_2$	0,0013	1,009	$\text{MgCl}_2$	0	0
<i>Total</i>	1,0000	773,687	$\text{Mg(OH)}_2$	0,0008	0,618
	<25>		<i>Total</i>	1,0000	776,336
NaOH	0,32	0,848			
Air	0,68	1,801			
<i>Total</i>	1,00	2,649			
<b>Total</b>	<b>776,336</b>		<b>Total</b>	<b>776,336</b>	

## 5. Flocculant Mixer Tank (M-161)



**Gambar IV.6** Blok Diagram Sistem *Flocculant Mixer Tank*

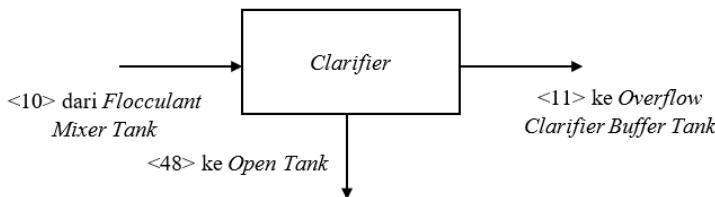
Fungsi: memasukkan flokulon ke dalam aliran yang akan menuju ke *clarifier* untuk memastikan agar *pin flok* dapat membentuk *flok-flok* yang lebih besar.

Asumsi: flokulon yang diperlukan adalah sebesar 75ppm dari total larutan yang masuk.

**Tabel IV.7** Neraca Massa Sistem *Flocculant Mixer Tank*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<8>			<10>	
NaCl	0,2596	201,538	NaCl	0,2596	201,538
Air	0,7388	573,573	Air	0,7388	573,573
CaCO <sub>3</sub>	0,0008	0,606	CaCO <sub>3</sub>	0,0008	0,606
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0008	0,618	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0008	0,618
Total	1,0000	776,336	Flokulan	0,0001	0,058
	<9>		Total	1,0000	776,394
Flokulan	1,00	0,058			
Total	1,00	0,058			
<b>Total</b>	<b>776,394</b>		<b>Total</b>	<b>776,394</b>	

## 6. Clarifier (H-160)



**Gambar IV.7** Blok Diagram Sistem *Clarifier*

Fungsi: mengendapkan suspensi dari larutan induk dengan bantuan gaya berat dari *flok-flok* yang telah terbentuk sebelumnya.

Asumsi:

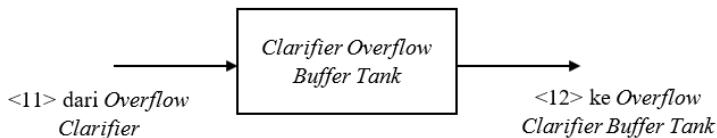
- Efisiensi *Clarifier* adalah sebesar 80%.

- Total suspense yang ada dalam aliran bawah adalah 15% dari total massa aliran tersebut.
- Air yang turun dibandingkan dengan NaCl yang terbawa adalah sebesar 74:26.
- Flokulasi terbuang semua di *underflow*.

**Tabel IV.8** Neraca Massa Sistem *Clarifier*

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg x 10<sup>-3</sup>)</b>		<b>Komponen</b>	<b>Keluar (kg x 10<sup>-3</sup>)</b>	
	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa</b>		<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa</b>
	<10>			<11>	
NaCl	0,2596	201,538	NaCl	0,25496	200,009
Air	0,7388	573,573	Air	0,74481	569,222
CaCO <sub>3</sub>	0,0008	0,606	CaCO <sub>3</sub>	0,00158	0,121
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0008	0,618	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,00161	0,124
Flokulan	0,0001	0,058	Flokulan	0	0
<i>Total</i>	1,0000	776,394	<i>Total</i>	1,0000	769,476
				<48>	
			NaCl	0,2210	1,529
			Air	0,6290	4,352
			CaCO <sub>3</sub>	0,0685	0,485
			Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0698	0,494
			Flokulan	0,0116	0,058
			<i>Total</i>	1,0000	6,918
<b>Total</b>	776,394		<b>Total</b>	776,394	

## 7. Clarifier Overflow Buffer Tank (F-163)



**Gambar IV.8** Blok Diagram Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank*

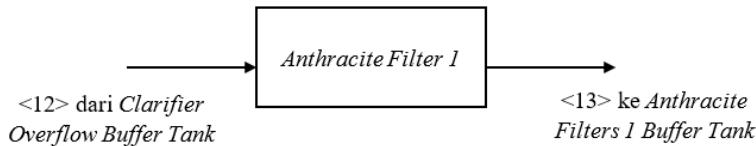
Fungsi: menjadi tempat di mana aliran atas dari *clarifier* akan ditampung sebelum dibawa menuju ke *anthracite filters*.

Asumsi: tidak ada proses kimia atau pun fisika di dalam serta tak ada pengendapan yang terjadi di dalam.

**Tabel IV.9** Neraca Massa Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	<11>		<12>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,25496	200,009	0,25496	200,009
Air	0,74481	569,222	0,74481	569,222
CaCO <sub>3</sub>	0,00158	0,121	0,00111	0,121
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,00161	0,124	0,00113	0,124
Total	1,00000	769,476	1,0000	769,476
	769,476		769,476	

## 8. Anthracite Filter 1 (H-170 A)



**Gambar IV.9** Blok Diagram Sistem Anthracite Filter 1

Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam.

Asumsi: tidak ada proses kimia namun ada proses filtrasi endapan-endapan yang masih terbawa air garam. Efisiensi dari alat ini sebesar 50%.

**Tabel IV.10** Neraca Massa Sistem Anthracite Filter 1

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Akumulasi (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<12>		<13>		<akumulasi>	
NaCl	0,25496	200,009	0,2599	200,009	0	0
Air	0,74481	569,222	0,7397	569,222	0	0
CaCO <sub>3</sub>	0,00111	0,121	0,0001	0,061	0,495	0,061
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,00113	0,124	0,0001	0,062	0,505	0,062
Total	1,0000	769,476	1,0000	769,353	1,000	0,122
<b>Total</b>	<b>769,476</b>		<b>769,353</b>		<b>0,122</b>	

## 9. Anthracite Filter 1 Buffer Tank (F-172)



**Gambar IV.10** Blok Diagram Sistem Anthracite Filter 1 Buffer Tank

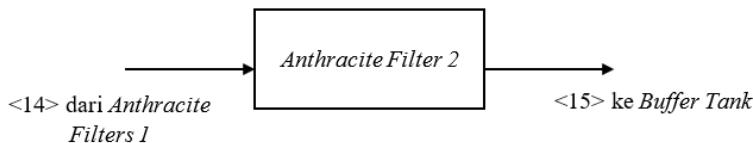
Fungsi: menampung sementara *brine* dari Anthracite Filter 1 sebelum diumparkan menuju Anthracite Filter 2. Dilakukan agar menjaga *flowrate* untuk diumparkan ke pompa.

Asumsi: tidak ada proses kimia dan fisika di dalamnya.

**Tabel IV.11** Neraca Massa Sistem Anthracite Filter 1 Buffer Tank

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<13>		<14>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222
CaCO <sub>3</sub>	0,0001	0,061	0,0001	0,061
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0001	0,062	0,0001	0,062
Total	1,0000	769,353	1,0000	769,353
<b>Total</b>	<b>769,353</b>		<b>769,353</b>	

## 10. Anthracite Filter 2 (H-170 B)



**Gambar IV.11** Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 2*

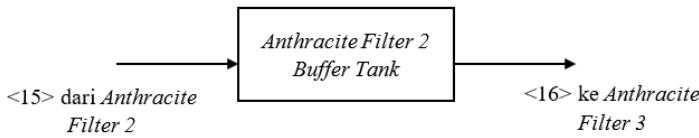
Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam untuk menyempurnakan kerja dari *Anthracite Filter 1*.

Asumsi: tidak ada proses kimia namun ada proses filtrasi endapan-endapan yang masih terbawa air garam. Efisiensi dari alat ini adalah sebesar 90%.

**Tabel IV.12** Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 2*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Akumulasi ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<14>		<15>		<akumulasi>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009	0	0
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222	0	0
CaCO <sub>3</sub>	0,0001	0,061	0,0001	0,006	0,495	0,054
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0001	0,062	0,0001	0,006	0,505	0,056
Total	1,0000	769,353	1,0000	769,243	1,000	0,110
<b>Total</b>	<b>769,353</b>		<b>769,243</b>		<b>0,110</b>	

## 11. Anthracite Filter 2 Buffer Tank (F-174)



**Gambar IV.12** Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 2 Buffer Tank*

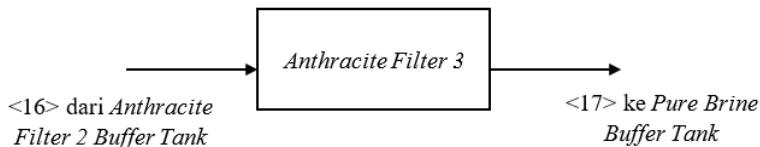
Fungsi: menampung sementara *brine* dari *Anthracite Filter 2* sebelum diumparkan menuju *Anthracite Filter 3*. Dilakukan agar menjaga *flowrate* untuk diumparkan ke pompa.

Asumsi: tidak ada proses kimia dan fisika di dalamnya.

**Tabel IV.13** Neraca Massa Sistem *Buffer Tank*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	<15>		<16>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222
CaCO <sub>3</sub>	0,0001	0,006	0,0001	0,006
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0001	0,006	0,0001	0,006
Total	1,0000	769,243	1,0000	769,243
	769,243		769,243	

## 12. Anthracite Filter 3 (H-170 C)



**Gambar IV.13** Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 3*

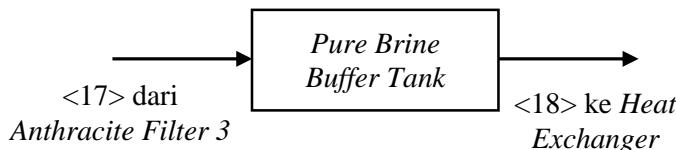
Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam untuk menyempurnakan kerja dari *Anthracite Filter 2*.

Asumsi: Efisiensi dari *Anthracite Filter 3* ini adalah 100%. Terdapat akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.14** Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 3*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Akumulasi (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<16>		<17>		<akumulasi>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2600	200,009	0	0
Air	0,7397	569,222	0,7400	569,222	0	0
CaCO <sub>3</sub>	0,0001	0,006	0	0	0,495	0,006
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0001	0,006	0	0	0,505	0,006
Total	1,0000	769,243	1,0000	769,231	1,000	0,012
<b>Total</b>	<b>769,243</b>		<b>769,231</b>		<b>0,012</b>	

### 13. Pure Brine Buffer Tank (F-176)



**Gambar IV.14** Blok Diagram Sistem *Pure Brine Buffer Tank*

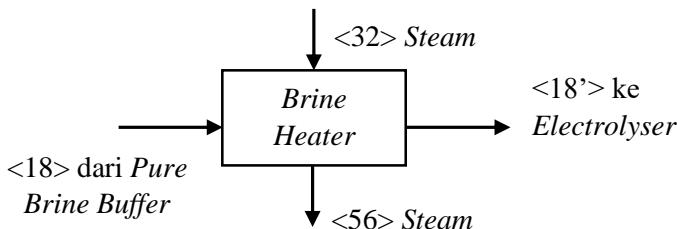
Fungsi: menampung sementara *brine* yang sudah bersih sebelum diumpulkan menuju ke *Heat Exchanger*.

Asumsi: tidak ada proses kimia maupun fisika di dalamnya. Tidak ada pula akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.15** Neraca Massa Sistem *Pure Brine Buffer Tank*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	<17>		<18>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,2600	200,009	0,2600	200,009
Air	0,7400	569,222	0,7400	569,222
Total	1,0000	769,231	1,0000	769,231
	769,231		769,231	

#### 14. Brine Heater (E-212)



**Gambar IV.15** Blok Diagram Sistem *Brine Heater*

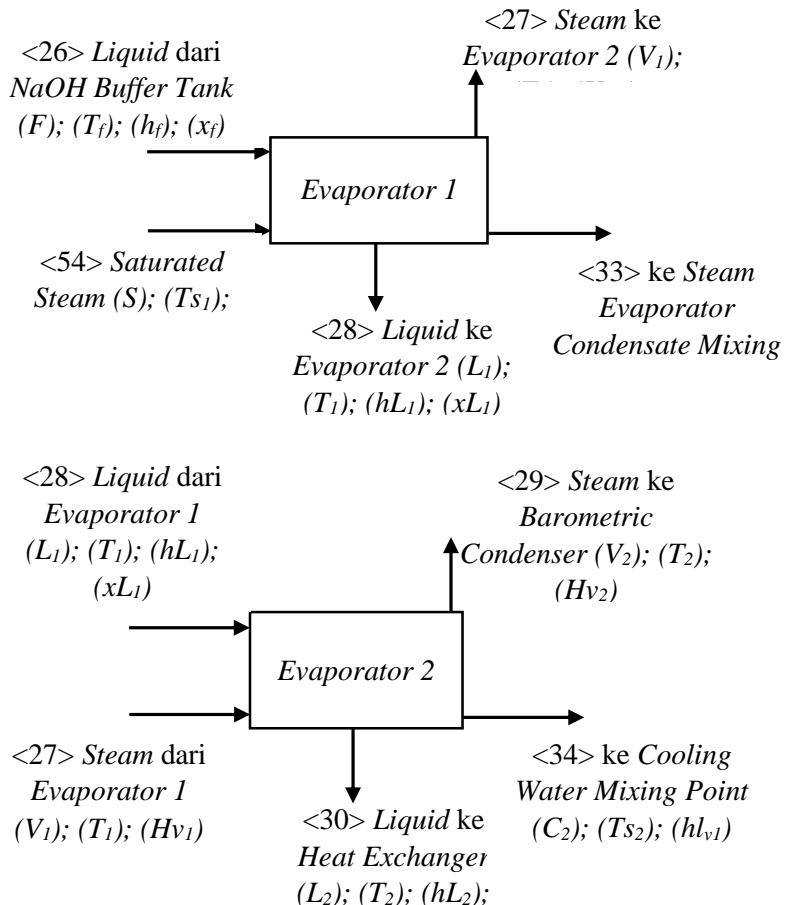
Fungsi: menaikkan suhu *Pure Brine* dengan bantuan *steam* jenuh dengan suhu 140°C.

Asumsi: Semua *steam* terkondensasi dan tak ada akumulasi dalam alat.

**Tabel IV.16** Neraca Massa Sistem *Brine Heater*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<18>			<18'>	
NaCl	0,2600	200,009	NaCl	0,2600	200,009
Air	0,7400	569,222	Air	0,7400	569,222
Total	1,0000	769,231	Total	1,0000	769,231
	<32>			<56>	
Air	1,00	35,623	Air	1,00	35,623
Total	1,00	35,623	Total	1,00	35,623
<b>Total</b>	<b>804,854</b>		<b>Total</b>	<b>804,854</b>	

### 15. Evaporator 1 (V-310 A) dan Evaporator 2 (V-310 B)



**Gambar IV.16** Blok Diagram Sistem *Evaporator Double Effect*  
 Fungsi: menaikkan konsentrasi larutan NaOH yang sebelumnya memiliki konsentrasi 32 wt-% menjadi 50 wt-% dengan bantuan dari *steam*, baik *saturated steam* maupun *steam*

yang telah dihasilkan oleh penguapan air dari larutan NaOH pada *Evaporator 1*.

Asumsi:

- *Steam* untuk *Evaporator 1* dalam 198,53 kPa dan 140°C.
- *Steam* dari *Evaporator 1* dalam keadaan *superheated* berdasarkan tekanan operasi *Evaporator 1* dan akan terkondensasi seluruhnya menjadi *saturated liquid*.
- Tekanan operasi dalam *Evaporator 2* adalah sebesar 12,349 kPa.
- Koefisien perpindahan panas pada *Evaporator 1* sebesar 2500 W/m<sup>2</sup>.K dan pada *Evaporator 2* sebesar 1250 W/m<sup>2</sup>.K.
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.

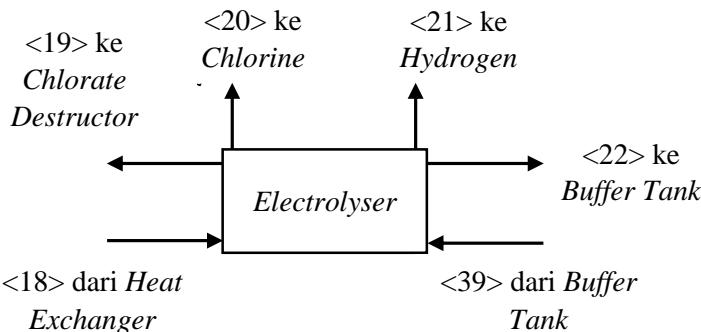
**Tabel IV.17** Neraca Massa Sistem *Evaporator 1*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<26>			<28>	
NaOH	0,32	63,131	NaOH	0,3852	63,131
Air	0,68	134,154	Air	0,6148	100,769
<i>Total</i>	1,00		<i>Total</i>	1,0000	163,900
	<54>			<27>	
Air	1,00	55,18 1	Air	1,00	33,386
<i>Total</i>	1,00	55,18 1	<i>Total</i>	1,00	33,386
				<33>	
			Air	1,00	55,18 1
			<i>Total</i>	1,00	55,18 1
<b>Total</b>	<b>252,467</b>		<b>Total</b>	<b>252,467</b>	

**Tabel IV.18** Neraca Massa Sistem *Evaporator 2*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<28>			<30>	
NaOH	0,385 2	63,131	NaOH	0,5	63,131
Air	0,614 8	100,769	Air	0,5	63,131
Total	1,000 0	163,900	Total	1,0	126,262
	<27>			<29>	
Air	1,00	33,386	Air	1,00	37,637
Total	1,00	33,386	Total	1,00	37,637
				<34>	
			Air	1,00	33,38 6
			Total	1,00	33,38 6
<b>Total</b>	197,900		<b>Total</b>	197,286	

## 16. Electrolyser (R-120)



**Gambar IV.17** Blok Diagram Sistem *Electrolyser*

Fungsi: mengelektrolisis senyawa NaCl dan air dalam *Pure Brine* sehingga dapat diperoleh produk yang diinginkan yaitu NaOH.

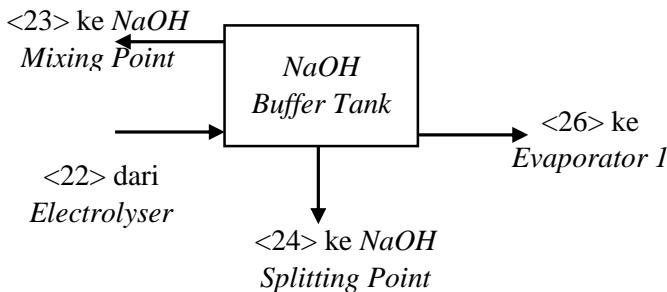
Asumsi:

- Reaksi akan dibagi menjadi dalam dua kompartemen yaitu anolit dan katolit.
- Reaksi di anolit mengoksidasi ion klorin menjadi gas.
- Klorin yang dihasilkan di *electrolyser* dibandingkan dengan yang bereaksi menjadi  $\text{NaClO}_3$  adalah sebesar 3,684
- Reaksi di katolit mereduksi air.
- Satu ion  $\text{Na}^+$  dari anolit akan berpindah menuju ke katolit melewati membran dengan membawa 4 mol air
- Tidak ada akumulasi di dalam *electrolyser*.

**Tabel IV.19** Neraca Massa Sistem *Electrolyser*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<18>			<19>	
NaCl	0,26	200,000	NaCl	0,1607	86,600
Air	0,74	569,231	Air	0,7991	430,583
<i>Total</i>	1,00	769,231	NaClO <sub>3</sub>	0,0132	7,096
	<39>		HCl	0,0271	14,584
NaOH	0,30	278,319	<i>Total</i>	1,0000	538,863
Air	0,70	649,411		<20>	
<i>Total</i>	1,00	927,731	Cl <sub>2</sub>	1,00	52,247
			<i>Total</i>	1,00	52,247
				<21>	
			H <sub>2</sub>	1,00	1,889
			<i>Total</i>	1,00	1,889
				<22>	
			NaOH	0,32	353,262
			Air	0,68	750,701
			<i>Total</i>	1,00	1103,963
<b>Total</b>	1696,962		<b>Total</b>	1696,962	

## 17. NaOH Buffer Tank (F-213)



**Gambar IV.18** Blok Diagram Sistem *NaOH Buffer Tank*

Fungsi: menampung larutan NaOH dari *electrolyser* sebelum diumpulkan menuju *evaporator 1* dan menjadi titik di mana terjadi pembagian aliran menuju ke beberapa titik yang memerlukan larutan NaOH.

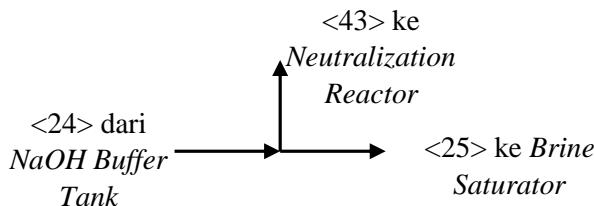
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi dalam aliran ini.
- Larutan yang masuk memiliki konsentrasi 32%

**Tabel IV.20** Neraca Massa Sistem *NaOH Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<22>			<23>	
NaOH	0,32	353,262	NaOH	0,32	278,319
Air	0,68	750,701	Air	0,68	591,428
<i>Total</i>	1,00	1103,963	<i>Total</i>	1,00	7,096
				<24>	
			NaOH	0,32	11,817
			Air	0,68	25,134
			<i>Total</i>	1,00	36,952
				<26>	
			NaOH	0,32	63,131
			Air	0,68	134,154
			<i>Total</i>	1,00	197,285
<b>Total</b>	<b>1103,963</b>		<b>Total</b>	<b>1103,963</b>	

## 18. NaOH Splitting Point



**Gambar IV.19** Blok Diagram Sistem *NaOH Splitting Point*

Fungsi: menjadi titik di mana NaOH akan dibagi aliran menuju dua titik yang diinginkan.

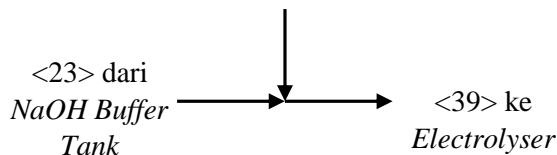
Seluruh aliran telah dibahas di subbab sebelumnya sehingga neraca massa dapat langsung diketahui.

**Tabel IV.21** Neraca Massa Sistem *NaOH Splitting Point*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
<24>			<25>		
NaOH	0,32	11,817	NaOH	0,32	0,848
Air	0,68	25,134	Air	0,68	1,801
Total	1,00	36,952	Total	1,00	2,649
			<43>		
			NaOH	0,32	10,970
				0,68	23,333
			Total	1,00	34,303
Total	36,952		Total	36,952	

## 19. Mixing Point of Water sebelum Diumpangbalikkan ke Electrolyser

<38> dari Water  
Process Splitting



**Gambar IV.20** Blok Diagram Sistem *Mixing Point of Water* sebelum Diumpangbalikkan ke *Electrolyser*.

Fungsi: merupakan titik di mana air proses akan ditambahkan aliran larutan NaOH sebelum diumpangbalikkan menuju *electrolyser*. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi NaOH dalam katolit agar selalu mendekati 32%.

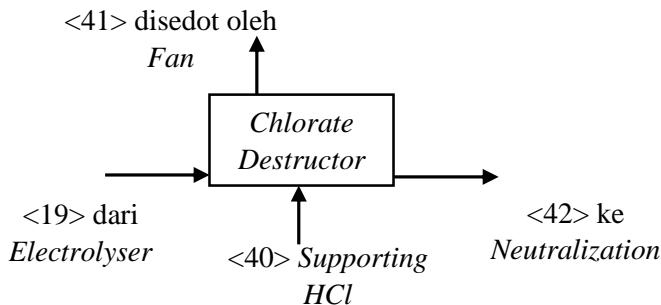
Asumsi:

- Nilai konsentrasi akhir di aliran <39> adalah sebesar 30%.

**Tabel IV.22** Neraca Massa Sistem *Mixing Point of Water* sebelum Diumpanbalikkan ke *Electrolyser*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<23>				<39>
NaOH	0,32	278,319	NaOH	0,3	278,319
Air	0,68	591,428	Air	0,7	649,411
Total	1,00	869,747	Total	1,0	927,730
	<38>				
Air	1,00	57,983			
Total	1,00	57,983			
Total	927,730		Total	927,730	

## 20. Chlorate Destructor (R-510)



**Gambar IV.21** Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa  $\text{NaClO}_3$  sehingga menjadi  $\text{Cl}_2$  dengan menambah larutan  $\text{HCl}$  untuk mengubah arah reaksinya.

Asumsi:

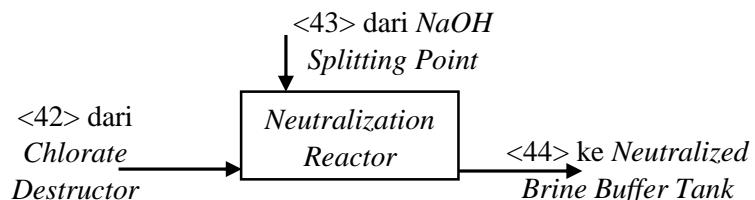
- Tak ada akumulasi di dalam sistem ini.

- HCl yang ditambahkan adalah sebesar 10 ton/jam HCl.
- Cl<sub>2</sub> yang terbentuk adalah Cl<sub>2</sub> terlarut dan menjadi gas.
- Komposisi gas hanyalah Cl<sub>2</sub>.
- Cl<sub>2</sub> gas akan disedot oleh bantuan *Fan*.
- Kelarutan Cl<sub>2</sub> dalam *Brine* adalah sebesar 10<sup>-6</sup> ton/L larutan *Brine*.

**Tabel IV.23** Neraca Massa Sistem *Chlorate Destructor*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<19>			<42>	
NaCl	0,1607	86,600	NaCl	0,1620	90,496
Air	0,7991	430,583	Air	0,8192	457,520
NaClO <sub>3</sub>	0,0132	7,096	Cl <sub>2</sub>	0,0009	0,511
HCl	0,0271	14,584	HCl	0,0179	10
<i>Total</i>	1,0000	538,863	<i>Total</i>	1,0000	558,526
	<40>			<41>	
HCl	0,3	10,000		1,00	13,671
H <sub>2</sub> O	0,7	23,333	<i>Total</i>	1,00	13,671
<i>Total</i>	1,0	33,333			
<b>Total</b>	572,197		<b>Total</b>	572,197	

## 21. Neutralization Reactor (R-520)



**Gambar IV.22** Blok Diagram Sistem *Neutrlization Reactor*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa  $\text{NaClO}_3$  sehingga menjadi  $\text{Cl}_2$  dengan menambah larutan HCl untuk mengubah arah reaksinya. Sisa HCl ini akan dinetralkan menggunakan tambahan NaOH sehingga tidak tersisa senyawa asam.

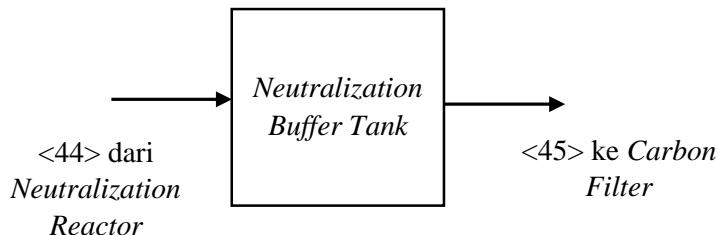
Asumsi:

- Seluruh NaOH yang dimasukkan akan habis bereaksi menetralkan sisa HCl.
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.24** Neraca Massa Sistem *Neutralization Reactor*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<42>			<44>	
NaCl	0,1620	90,496	NaCl	0,1797	106,525
Air	0,8192	457,520	Air	0,8194	485,772
$\text{Cl}_2$	0,0009	0,511	$\text{Cl}_2$	0,0009	0,511
HCl	0,0179	10	Total	1,0000	592,806
Total	1,0000	558,526			
	<43>				
NaOH	0,32	10,970			
Air	0,68	23,311			
Total	1,00	34,281			
<b>Total</b>	<b>592,806</b>		<b>Total</b>	<b>592,806</b>	

## 22. Neutralized Brine Buffer Tank (F-531)



**Gambar IV.23** Blok Diagram Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank*

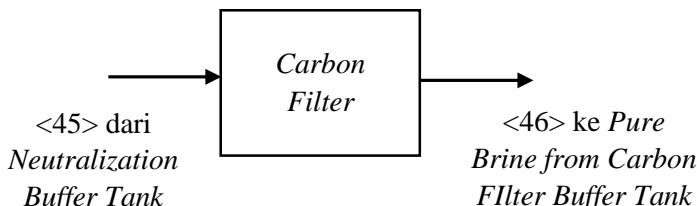
Fungsi: menampung sementara aliran *depleted brine* yang keluar dari *Neutralization Reactor* sebelum diumpulkan ke *Carbon Filter*.

Asumsi: tidak ada reaksi kimia yang terjadi. Tidak ada akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.25** Neraca Massa Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<44>			<45>	
NaCl	0,1797	106,525	NaCl	0,1797	106,525
Air	0,8194	485,772	Air	0,8194	485,772
Cl <sub>2</sub>	0,0009	0,511	Cl <sub>2</sub>	0,0009	0,511
<i>Total</i>	1,0000	592,806	<i>Total</i>	1,0000	592,806
<b>Total</b>	<b>592,806</b>		<b>Total</b>	<b>592,806</b>	

### 23. Carbon Filter (H-530)



**Gambar IV.24** Blok Diagram Sistem *Carbon Filter*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa  $\text{NaClO}_3$  sehingga menjadi  $\text{Cl}_2$  dengan menambah larutan HCl untuk mengubah arah reaksinya. Sisa HCl ini akan dinetralkan menggunakan tambahan NaOH sehingga tidak tersisa senyawa asam.

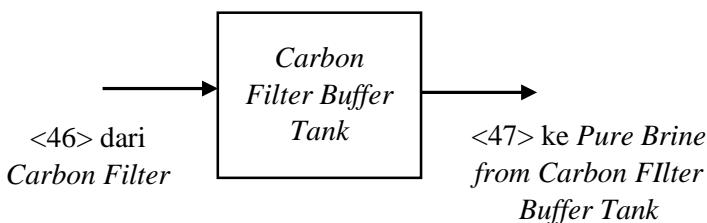
Asumsi:

- Efisiensi alat hampir mendekati 100%.
- Terdapat akumulasi di dalamnya.

**Tabel IV.26** Neraca Massa Sistem *Carbon Filter*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<45>			<46>	
NaCl	0,1797	106,525	NaCl	0,1799	106,525
Air	0,8194	485,772	Air	0,8201	485,772
$\text{Cl}_2$	0,0009	0,511	$\text{Cl}_2$	0,0000	0
Total	1,0000	592,806	Total	1,0000	592,296
<b>Total</b>	<b>592,806</b>		<b>Total</b>	<b>592,296</b>	

**24. Pure Brine from Carbon Filter Buffer Tank (F-533)**



**Gambar IV.25** Blok Diagram Sistem *Carbon Filter Buffer Tank*

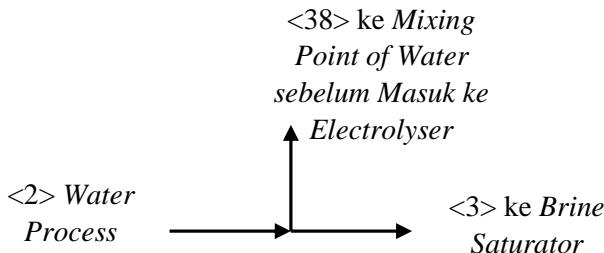
Fungsi: menampung sementara *brine* yang sudah bersih sebelum diumpahkan balik menuju *Brine Saturator*.

Asumsi: tidak ada akumulasi dalamnya.

**Tabel IV.27** Neraca Massa Sistem *Carbon Filter Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<46>			<47>	
NaCl	0,1799	106,525	NaCl	0,1799	106,525
Air	0,8201	485,772	Air	0,8201	485,772
Total	1,0000	592,296	Total	1,0000	592,296
<b>Total</b>	<b>592,296</b>		<b>Total</b>	<b>592,296</b>	

## 25. Water Process Splitting Point



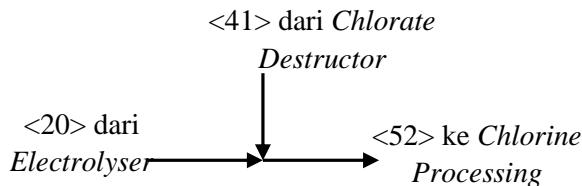
**Gambar IV.26** Blok Diagram Sistem Water Process *Splitting Point*

Fungsi: merupakan titik di mana air proses akan ditambahkan aliran larutan NaOH sebelum diumpanbalikkan menuju *electrolyser*. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi NaOH dalam katolit agar selalu mendekati 32%.

**Tabel IV.28** Neraca Massa Sistem Water Process *Splitting Point*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<2>			<3>	
Air	1,00	133,665	Air	1,00	75,682
Total	1,00	133,665	Total	1,00	75,682
				<38>	
			Air	1,00	57,983
			Total	1,00	57,983
Total	133,665		Total	133,665	

## 26. Chlorine Mixing Point



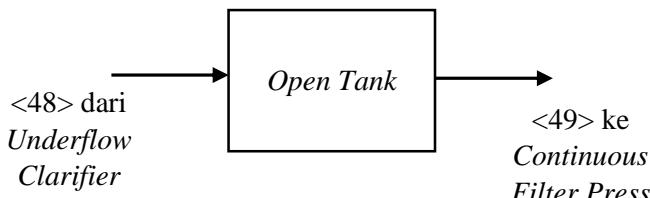
**Gambar IV.27** Blok Diagram Sistem *Chlorine Mixing Point*

Fungsi: merupakan titik di mana gas klorin yang dihasilkan dari *Electrolyser* akan bergabung dengan yang dihasilkan dari *Chlorate Destructor*.

**Tabel IV.29** Neraca Massa Sistem *Chlorine Mixing Point*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<20>			<52>	
Cl <sub>2</sub>	1,00	52,247	Cl <sub>2</sub>	1,00	65,918
Total	1,00	52,247	Total	1,00	65,918
	<41>				
Cl <sub>2</sub>	1,00	13,671			
Total	1,00	13,671			
<b>Total</b>	<b>65,918</b>		<b>Total</b>	<b>65,918</b>	

## 27. Open Tank (F-541)



**Gambar IV.28** Blok Diagram Sistem *Open Tank*

Fungsi: menampung sementara *underflow* dari *Clarifier* sebelum diumparkan menuju ke *Continuous Filter Press*.

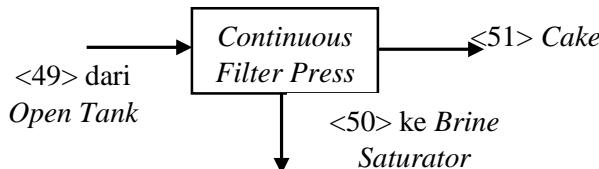
Asumsi:

- Tidak ada proses fisika dan kimia
- Tidak ada pengendapan dan akumulasi.
- Adanya kotoran yang masuk dari lingkungan dapat diabaikan.

**Tabel IV.30** Neraca Massa Sistem *Open Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<48>			<49>	
NaCl	0,2210	1,529	NaCl	0,2210	1,529
Air	0,6290	4,352	Air	0,6290	4,352
CaCO <sub>3</sub>	0,0701	0,485	CaCO <sub>3</sub>	0,0701	0,485
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0701	0,494	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0701	0,494
Flokulan	0,0084	0,058	Flokulan	0,0084	0,058
Total	1,0000	6,918	Total	1,0000	6,918
<b>Total</b>	<b>6.918</b>		<b>Total</b>	<b>6.918</b>	

## 28. Continuous Filter Press (H-540)



**Gambar IV.29** Blok Diagram Sistem *Continuous Filter Press*

Fungsi: memisahkan endapan dari larutan garam yang terbawa olehnya menggunakan bantuan tekanan.

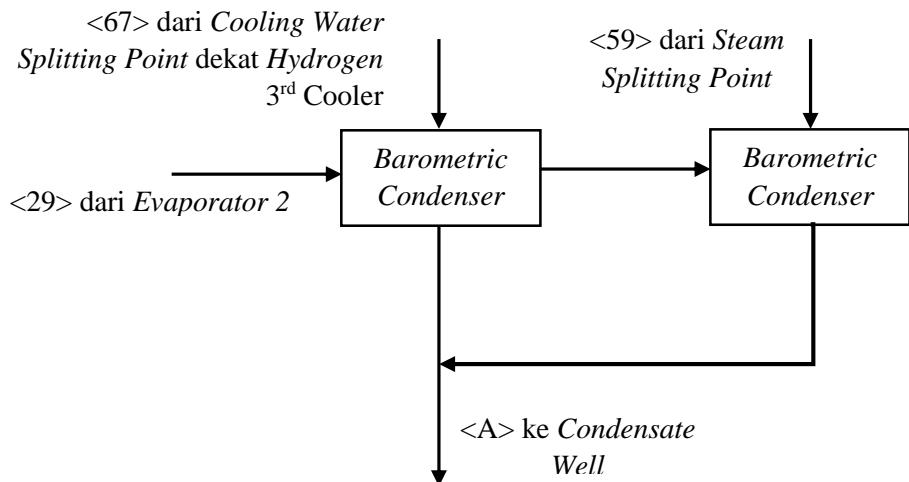
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi
- Efisiensi mendekati 100%

**Tabel IV.31** Neraca Massa Sistem *Continuous Filter Press*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<48>			<50>	
NaCl	0,2210	1,529	NaCl	0,26	1,529
Air	0,6290	4,352	Air	0,74	4,356
CaCO <sub>3</sub>	0,0688	0,485	Total	1,00	5,881
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0701	0,494		<50>	
Flokulan	0,0111	0,058	CaCO <sub>3</sub>	0,459	0,485
Total	1,0000	6,918	Mg(OH) <sub>2</sub>	0,467	0,494
			Flokulan	0,074	0,058
			Total	1,000	1,038
<b>Total</b>	<b>6,918</b>		<b>Total</b>	<b>6,918</b>	

## 29. Barometric Condenser (G-315) dan Steam Ejector (E-316)



**Gambar IV.30** Blok Diagram Sistem Barometric Condenser dan Steam Ejector

Fungsi: menjaga agar tekanan dalam evaporator tetap vakum sekaligus mengondensasikan *steam* yang keluar dari *Evaporator 2* sehingga dapat di-recycle menjadi *condensate recycle*.

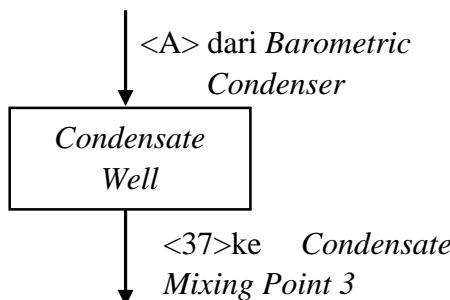
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi di dalam sistem

**Tabel IV.32** Neraca Massa Sistem *Barometric Condenser* dan *Steam Ejector*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<29>			<37>	
H <sub>2</sub> O	1,00	37,637	H <sub>2</sub> O	1,00	456,350
Total	1,00	37,637	Total	1,00	456,350
	<67>				
H <sub>2</sub> O	1,00	418,471			
Total	1,00	418,471			
	<59>				
H <sub>2</sub> O	1,00	0,242			
Total	1,00	0,242			
<b>Total</b>	<b>456,350</b>		<b>Total</b>	<b>456,350</b>	

### 30. Condensate Well



**Gambar IV.31** Blok Diagram Sistem *Condensate Well*

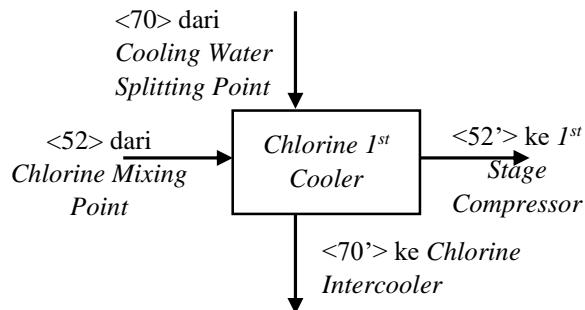
Fungsi: menampung sementara konsendat dari *Barometric Condenser*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi maupun proses fisika yang terjadi.

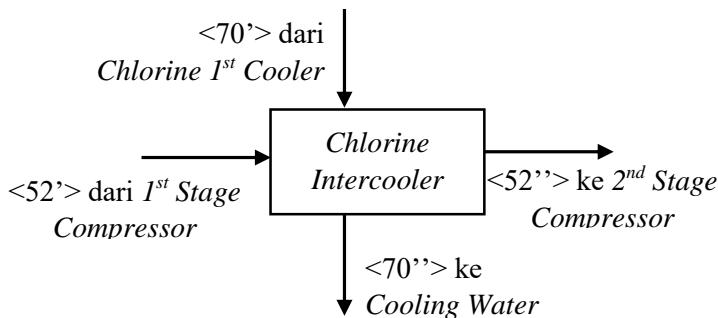
**Tabel IV.33** Neraca Massa Sistem *Condensate Well*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<A>			<37>	
H <sub>2</sub> O	1,00	456,350	H <sub>2</sub> O	1,00	456,350
Total	1,00	456,350	Total	1,00	456,350
<b>Total</b>	<b>456,350</b>		<b>Total</b>	<b>456,350</b>	

### 31. Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler (E-422A) dan Chlorine Intercooler (E-422B)



**Gambar IV.32** Blok Diagram Sistem *Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler*



**Gambar IV.33** Blok Diagram Sistem *Chlorine Intercooler*

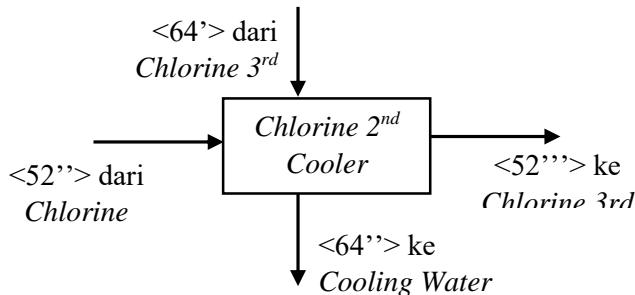
Fungsi: menurunkan suhu Cl<sub>2</sub> sebelum dialirkan ke tiap kompresor.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

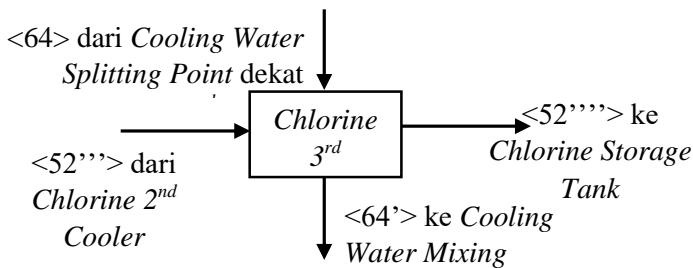
**Tabel IV.34** Neraca Massa Sistem *Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<52>			<52'>	
Cl <sub>2</sub>	1,00	65,918	Cl <sub>2</sub>	1,00	65,918
Total	1,00	65,918	Total	1,00	65,918
	<70>			<70>	
H <sub>2</sub> O	1,00	25,96	H <sub>2</sub> O	1,00	25,96
Total	1,00	25,96	Total	1,00	25,96
<b>Total</b>	<b>91,878</b>		<b>Total</b>	<b>91,878</b>	

**32. Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler (E-422C) dan Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler (E-422D)**



**Gambar IV.34** Blok Diagram Sistem *Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler*



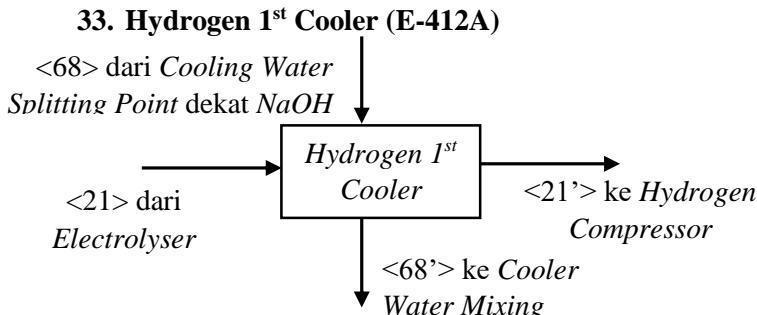
**Gambar IV.35** Blok Diagram Sistem *Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler*

Fungsi: menurunkan suhu Cl<sub>2</sub> sebelum disimpan di dalam *Chlorine Storage Tank*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

**Tabel IV.35** Neraca Massa Sistem *Chlorine 2<sup>nd</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<52''>			<52''>	
Cl <sub>2</sub>	1,00	65,918	Cl <sub>2</sub>	1,00	65,918
Total	1,00	65,918	Total	1,00	65,918
	<64'>			<64''>	
H <sub>2</sub> O	1,00	18,88	H <sub>2</sub> O	1,00	18,88
Total	1,00	18,88	Total	1,00	18,88
<b>Total</b>	<b>84,798</b>		<b>Total</b>	<b>84,798</b>	



**Gambar IV.36** Blok Diagram Sistem *Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler*

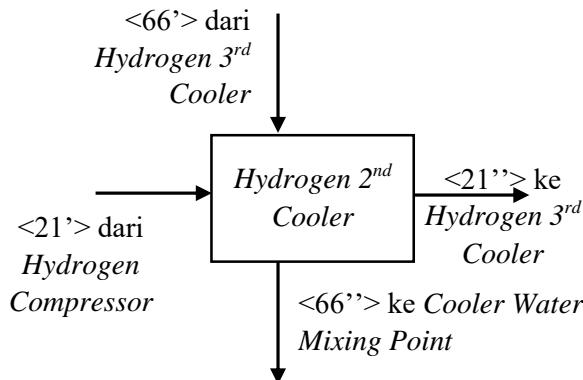
Fungsi: menurunkan suhu  $H_2$  sebelum diumpulkan menuju *Hydrogen Compressor*..

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

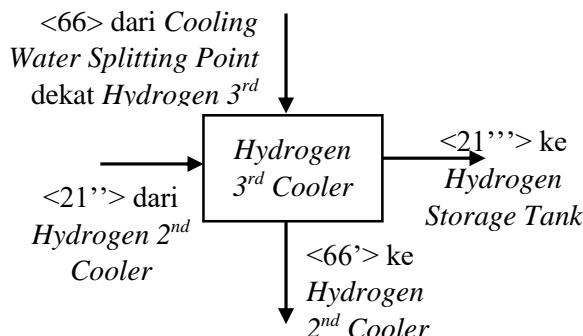
**Tabel IV.36** Neraca Massa Sistem *Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler*

Komponen	Masuk ( $kg \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $kg \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<21>			<21'>	
$H_2$	1,00	1,889	$H_2$	1,00	1,889
<i>Total</i>	1,00	1,889	<i>Total</i>	1,00	1,889
	<68>			<68'>	
$H_2O$	1,00	24,00	$H_2O$	1,00	24,00
<i>Total</i>	1,00	24,00	<i>Total</i>	1,00	24,00
<b>Total</b>	25,889		<b>Total</b>	25,889	

### 34. Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler (E-412B) dan Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler (E-412C)



**Gambar IV.37** Blok Diagram Sistem Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler



**Gambar IV.38** Blok Diagram Sistem Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler

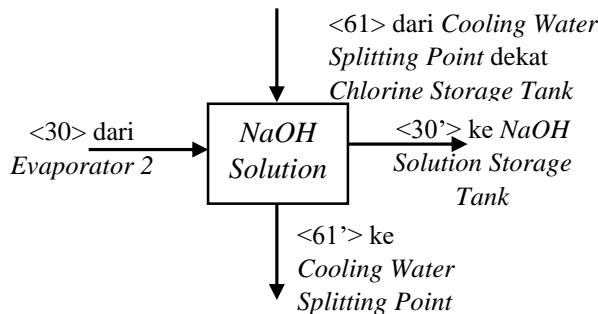
Fungsi: menurunkan suhu H<sub>2</sub> sebelum disimpan di dalam Hydrogen Storage Tank.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

**Tabel IV.37** Neraca Massa Sistem *Hydrogen 2<sup>nd</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<21'>			<21''>	
H <sub>2</sub>	1,00	1,889	H <sub>2</sub>	1,00	1,889
Total	1,00	1,889	Total	1,00	1,889
	<66'>			<66''>	
H <sub>2</sub> O	1,00	25,43	H <sub>2</sub> O	1,00	25,43
Total	1,00	25,43	Total	1,00	25,43
<b>Total</b>	<b>27,319</b>		<b>Total</b>	<b>27,319</b>	

### 35. NaOH Solution Cooler (E-317)



**Gambar IV.39** Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler*

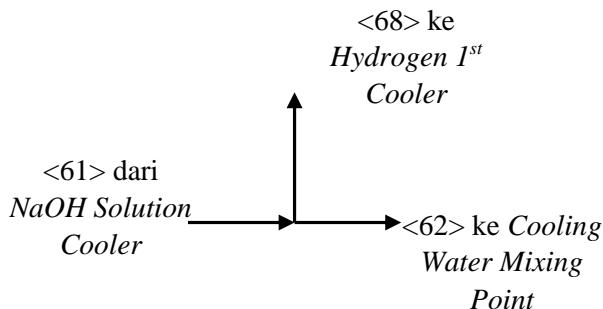
Fungsi: menurunkan suhu NaOH sebelum disimpan di dalam *NaOH Solution Storage Tank*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi

**Tabel IV.38** Neraca Massa Sistem *NaOH Solution Cooler*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<30>			<30*>	
H <sub>2</sub> O	0,5	63,131	H <sub>2</sub> O	0,5	63,131
NaOH	0,5	63,131	NaOH	0,5	63,131
Total	1,0	126,263	Total	1,0	126,263
	<61>			<61*>	
H <sub>2</sub> O	1,00	447,2	H <sub>2</sub> O	1,00	447,2
Total	1,00	447,2	Total	1,00	447,2
<b>Total</b>	<b>573,463</b>		<b>Total</b>	<b>573,463</b>	

### 36. Cooling Water Splitting Point dekat NaOH Storage Tank



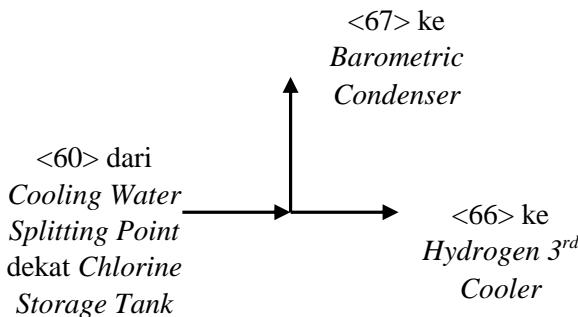
**Gambar IV.40** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *NaOH Storage Tank*

Fungsi: menjadi titik percabangan dan membagi aliran *cooling water* sebelum dialirkan menuju *Hydrogen 1<sup>st</sup> Cooler*.

**Tabel IV.39** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *NaOH Storage Tank*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<61>			<68>	
H <sub>2</sub> O	1,00	447,2	H <sub>2</sub> O	1,0	24
Total	1,00	447,2	Total	1,0	24
				<62>	
			H <sub>2</sub> O	1,00	423,2
			Total	1,00	423,3
Total	447,2		Total	447,2	

### 37. Cooling Water Splitting Point dekat Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler



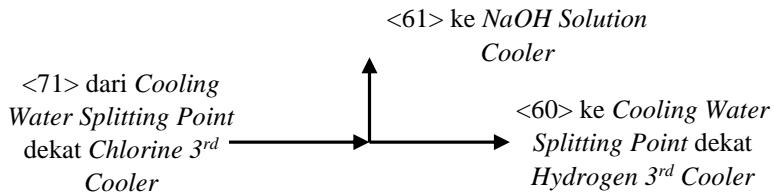
**Gambar IV.41** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water* sebelum diumparkan menuju ke *Barometric Condenser* dan *Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler*.

**Tabel IV.40** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Hydrogen 3<sup>rd</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<60>			<67>	
H <sub>2</sub> O	1,00	443,901	H <sub>2</sub> O	1,00	418,471
Total	1,00	443,901	Total	1,00	418,471
				<66>	
			H <sub>2</sub> O	1,00	25,43
			Total	1,00	25,43
Total	443,901		Total	443,901	

### 38. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine Storage Tank



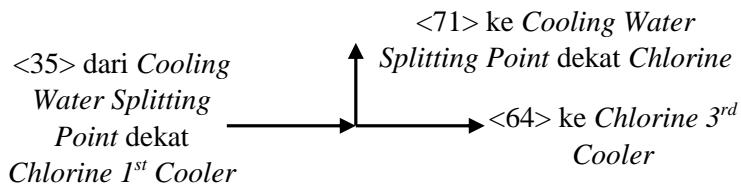
**Gambar IV.42** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine Storage Tank*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

**Tabel IV.41** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine Storage Tank*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<71>			<60>	
H <sub>2</sub> O	1,0	891,101	H <sub>2</sub> O	1,0	443,901
Total	1,0	891,101	Total	1,0	443,901
				<61>	
			H <sub>2</sub> O	1,00	447,2
			Total	1,00	447,2
Total	891,101		Total	891,101	

### 39. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler



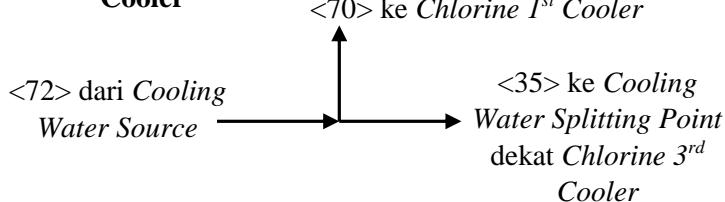
**Gambar IV.43** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

**Tabel IV.42** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 3<sup>rd</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<35>			<71>	
H <sub>2</sub> O	1,0	909,981	H <sub>2</sub> O	1,0	891,101
Total	1,0	909,981	Total	1,0	891,101
				<64>	
			H <sub>2</sub> O	1,00	18,88
			Total	1,00	18,88
Total	909,981		Total	909,981	

**40. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler**



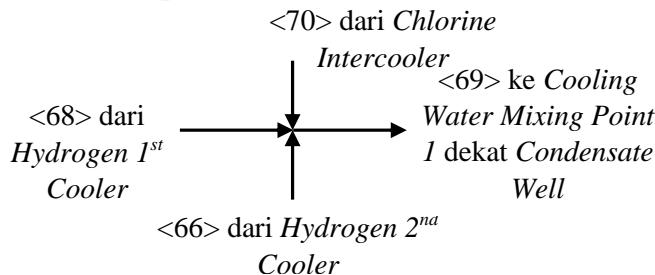
**Gambar IV.44** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

**Tabel IV.43** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 1<sup>st</sup> Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<72>			<70>	
H <sub>2</sub> O	1,0	935,941	H <sub>2</sub> O	1,0	25,96
Total	1,0	935,941	Total	1,0	25,96
				<35>	
			H <sub>2</sub> O	1,00	909,981
			Total	1,00	909,981
Total	935,941		Total	935,941	

#### 41. Cooling Water Mixing Point dekat Hydrogen Compressor



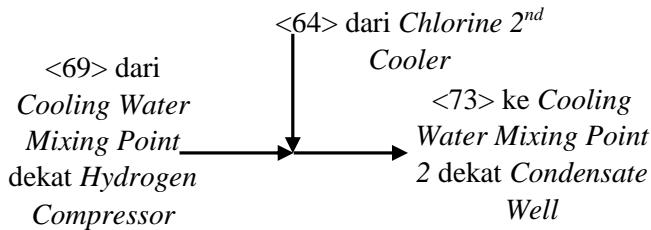
**Gambar IV.45** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point* dekat *Hydrogen Compressor*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

**Tabel IV.44** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point* dekat *Hydrogen Compressor*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>-3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>-3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<66>			<69>	
H <sub>2</sub> O	1,0	25,43	H <sub>2</sub> O	1,0	75,39
Total	1,0	25,43	Total	1,0	75,39
	<68>				
H <sub>2</sub> O	1,0	25,96			
Total	1,0	25,96			
	<70>				
H <sub>2</sub> O	1,0	24,00			
Total	1,0	24,00			
Total	75,39		Total	75,39	

#### 42. Cooling Water Mixing Point 1 dekat Condensate Well



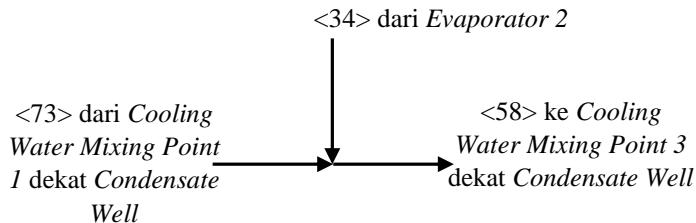
**Gambar IV.46** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

**Tabel IV.45** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa	
	<64>			<73>		
H <sub>2</sub> O	1,0	18,88	H <sub>2</sub> O	1,0	94,27	
Total	1,0	18,88	Total	1,0	94,27	
	<69>					
H <sub>2</sub> O	1,0	75,39				
Total	1,0	75,39				
Total	94,27		Total	94,27		

### 43. Cooling Water Mixing Point 2 dekat Condensate Well



**Gambar IV.47** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* dekat *Condensate Well*

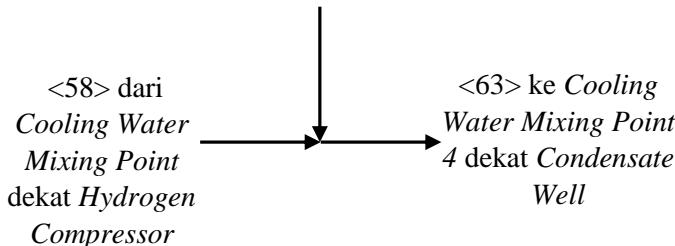
Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

**Tabel IV.46** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk (kg x 10 <sup>3</sup> )		Komponen	Keluar (kg x 10 <sup>3</sup> )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<34>			<58>	
H <sub>2</sub> O	1,0	37,637	H <sub>2</sub> O	1,0	131,907
Total	1,0	37,637	Total	1,0	131,907
	<73>				
H <sub>2</sub> O	1,0	94,27			
Total	1,0	94,27			
Total	131,907		Total	131,907	

#### 44. Cooling Water Mixing Point 3 dekat Condensate Well

<37> dari *Condensate Well*



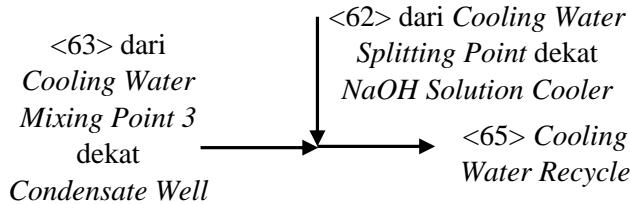
**Gambar IV.48** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

**Tabel IV.47** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<37>			<63>	
H <sub>2</sub> O	1,0	456,350	H <sub>2</sub> O	1,0	588,257
Total	1,0	456,350	Total	1,0	588,257
	<58>				
H <sub>2</sub> O	1,0	131,907			
Total	1,0	131,907			
Total	588,257		Total	588,257	

#### 45. Cooling Water Mixing Point 4 dekat Condensate Well



**Gambar IV.49** Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

**Tabel IV.48** Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )		Komponen	Keluar ( $\text{kg} \times 10^{-3}$ )	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<62>			<65>	
H <sub>2</sub> O	1,0	423,2	H <sub>2</sub> O	1,0	1011,457
<i>Total</i>	1,0	423,2	<i>Total</i>	1,0	1011,457
	<63>				
H <sub>2</sub> O	1,0	588,257			
<i>Total</i>	1,0	588,257			
<b>Total</b>	<b>1011,457</b>		<b>Total</b>	<b>1011,457</b>	

## IV.II NERACA ENERGI

Produk (NaOH)	= Natrium Hidroksida
Konsentrasi Produk	= 50% (Aqueous)
Kapasitas Produksi	= 1000000 ton/tahun
Waktu Operasional	= 330 hari = 7920 jam
Basis	= 1 jam
Kebutuhan Bahan Baku	= 739774,435 ton/tahun = 93406 kg/jam

Dalam perhitungan neraca energi, digunakan data  $C_p$  (*Heat Capacity*) dari masing-masing bahan sebagai berikut:

**Tabel IV.49** Data  $C_p$  (*Heat Capacity*) dari Berbagai Bahan

Komponen	a	b	c	d	Satuan	Model
<i>Perry 7th edition</i>						
NaCl	10,79	0,0042			cal/mol K	model 1
CaCl <sub>2</sub>	16,9	0,00386			cal/mol K	model 1
MgCl <sub>2</sub>	17,3	0,00377			cal/mol K	model 1
CaCO <sub>3</sub>	19,68	0,01189	- 307600		cal/mol K	model 1
Mg(OH) <sub>2</sub>	18,2				cal/mol K	model 1
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	28,9				cal/mol K	model 1
NaClO <sub>3</sub>	9,48	0,0468			cal/mol K	model 1
HCl	6,7	0,00084			cal/mol K	model 1
H <sub>2</sub>	6,62	0,00081			cal/mol K	model 1
Cl <sub>2</sub>	8,28	0,00056			cal/mol K	model 1

Himmelblau 6th edition						
H <sub>2</sub> O (l)	18,3	0,4721	-	1,31E-06	kJ/kmol	model 2
			0,00134	K		
H <sub>2</sub> O (g)	33,46	0,00688	7,6E-06	-3,6E-09	kJ/kmol	model 2
				K		
Udara	28,09	0,00197	4,8E-06	-2E-09	kJ/kmol	model 2
				K		

Perhitungan neraca energi didasarkan pada hukum kekekalan energi, dimana mengacu pada persamaan berikut:

$$\dot{Q}_{\text{masuk}} = \dot{Q}_{\text{keluar}}$$

$$\dot{n}(\Delta EP + \Delta Ek + \Delta U + \Delta PV) = \dot{Q} - \dot{W}$$

Oleh karena nilai dari  $\Delta EP$  dan  $\Delta Ek$  kecil, maka nilainya dapat diabaikan. Sehingga persamaan neraca energi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\dot{n}(\Delta U + \Delta PV) = \dot{Q} - \dot{W}$$

$$\dot{n}(\Delta H) = \dot{Q} - \dot{W}$$

$$\dot{n}(\Delta H) = \dot{Q} - \dot{W}$$

Apabila dalam perhitungan didapati  $W$  terlalu kecil, maka persamaan neraca energy dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\dot{Q} = \dot{n}(\Delta H)$$

Adapun perhitungan  $\Delta H$  pada masing-masing bahan, menyesuaikan dengan perhitungannya masing-masing sesuai dengan yang tertera pada **Tabel IV.49**. Berikut merupakan penjabaran masing-masing model perhitungan  $\Delta H$ :

$$\Delta H = \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

Model 1:

$$\Delta H = a(T - T_{ref}) + \frac{b}{2}(T^2 - T_{ref}^2) - \frac{c}{-1}(T^{-1} - T_{ref}^{-1})$$

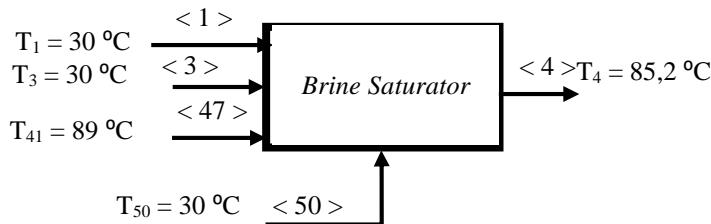
IV-61

Model 2:

$$\Delta H = a(T - T_{ref}) + \frac{b}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3}(T^3 - T_{ref}^3)$$

$$+ \frac{c}{3}(T^3 - T_{ref}^3)$$

### 1. Brine Saturator (M-140)



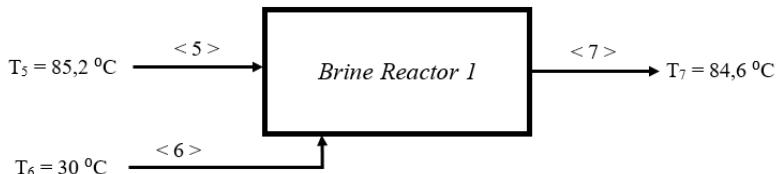
**Gambar IV.50** Blok Diagram Sistem *Brine Saturator*

Neraca energi pada sistem *Brine Saturator*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.50** Neraca Energi *Brine Saturator*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
<1>	405069,789	-
<3>	1570688,598	-
<47>	135806166,2	-
<50>	96906,95166	-
<4>	-	152767970,5
Q Pelarutan	-	-14889138,96
<b>TOTAL</b>	<b>137878831,5</b>	<b>138221313,56</b>

## 2. Brine Reactor 1 (R-150 A)



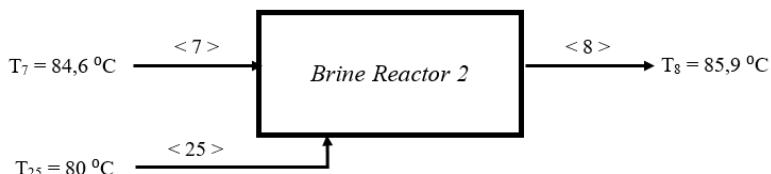
**Gambar IV.51** Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1*

Neraca energi pada sistem *Brine Reactor 1*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.51** Neraca Energi *Brine Reactor 1*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
<5>	152767970,454	-
<6>	199866,847	-
<7>	-	152967569,3
Q reaksi	-	268,0098
TOTAL	152967837,3	152967837,3

## 3. Brine Reactor 2 (R-150 B)



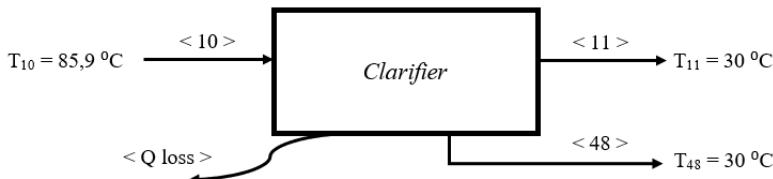
**Gambar IV.52** Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2*

Neraca energi pada sistem *Brine Reactor 2*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.52** Neraca Energi *Brine Reactor 2*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 7 >	152967569,292	-
< 25 >	1551968,414	-
< 8 >	-	156840519,3
Q reaksi	-	-2320981,569
<b>TOTAL</b>	<b>154519537,705</b>	<b>154519537,705</b>

#### 4. Clarifier (H-160)



**Gambar IV.53** Blok Diagram Sistem *Clarifier*

Neraca energi pada sistem *Clarifier*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.53** Neraca Energi *Clarifier*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 10 >	156840519,27	-
< 11 >	-	12677484,27
< 48 >	-	1254528,888
Q loss	-	142908506,1
<b>TOTAL</b>	<b>156840519,27</b>	<b>156840519,27</b>

## 5. Anthracite Filter (H-170)



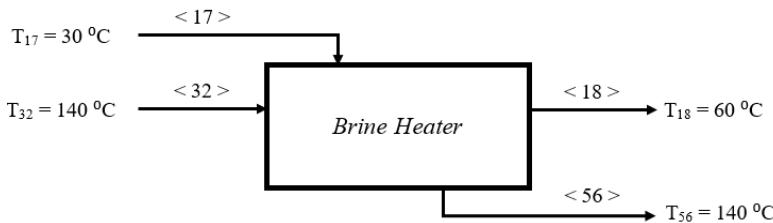
**Gambar IV.54** Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter*

Neraca energi pada sistem *Anthracite Filter*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.54** Neraca Energi *Anthracite Filter*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 12 >	12677484,265	-
< 17 >	-	12676234,177
< Ak >	-	1250,088
<b>TOTAL</b>	<b>12677484,265</b>	<b>12677484,265</b>

## 6. Brine Heater (E-212)



**Gambar IV.55** Blok Diagram Sistem *Brine Heater*

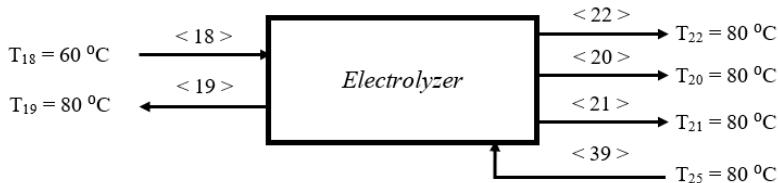
Neraca energi pada sistem *Brine Heater*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.55** Neraca Energi *Brine Heater*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 17 >	12676320,975	-

< 32 >	97388943,474	-
< 18 >	-	89078853,728
< 56 >	-	20986410,721
TOTAL	110065264,449	110065264,449

### 7. Electrolyzer (R-210)



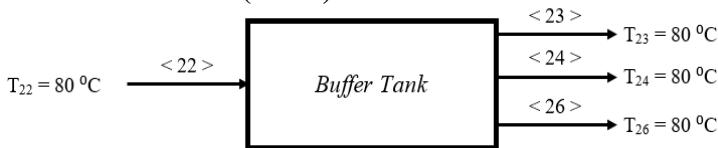
**Gambar IV.56** Blok Diagram Sistem *Electrolyzer*

Neraca energi pada sistem *Electrolyzer*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.56** Neraca Energi *Electrolyzer*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 18 >	89078853,728	-
< 39 >	361438261	-
< 19 >	-	104051369,951
< 20 >	-	1740237,84
< 21 >	-	1485698,5
< 22 >	-	343239807,8
TOTAL	450517114	450517114

### 8. Buffer Tank (F-213)



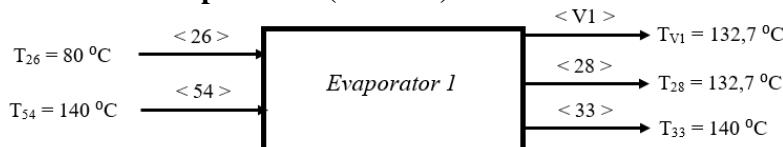
**Gambar IV.57** Blok Diagram Sistem *Buffer Tank*

Neraca energi pada sistem *Buffer Tank*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.57** Neraca Energi *Buffer Tank*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
$< 22 >$	343239808	-
$< 23 >$	-	270413141
$< 24 >$	-	823480
$< 26 >$	-	72003187
<b>TOTAL</b>	<b>343239808</b>	<b>343239808</b>

### 9. Evaporator 1 (V-310 A)



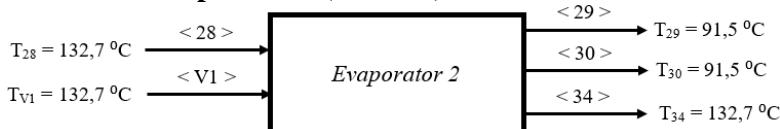
**Gambar IV.58** Blok Diagram Sistem *Evaporator 1*

Neraca energi pada sistem *Evaporator 1*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.58** Neraca Energi *Evaporator 1*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
$< 26 >$	61337810	-
$< 54 >$	150859710,6	-
$< V1 >$	-	91480732,99
$< 28 >$	-	88207924
$< 33 >$	-	32508863,28
<b>TOTAL</b>	<b>212197520,6</b>	<b>212197520,6</b>

### 10. Evaporator 2 (V-310 B)



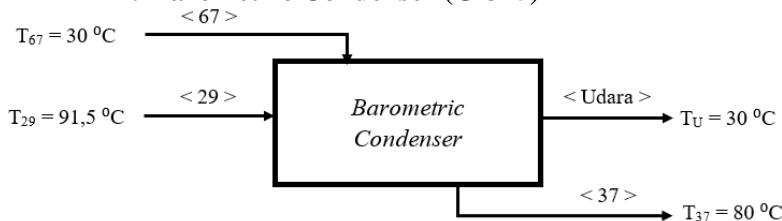
**Gambar IV.59** Blok Diagram Sistem *Evaporator 2*

Neraca energi pada sistem *Evaporator 2*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.59** Neraca Energi *Evaporator 2*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
$< 28 >$	88207924	-
$< V1 >$	91480732,99	-
$< 29 >$	-	100502085,6
$< 30 >$	-	63934802,57
$< 34 >$		15251769,1
<b>TOTAL</b>	<b>179688657,3</b>	<b>179688657,3</b>

### 11. Barometric Condenser (G-315)



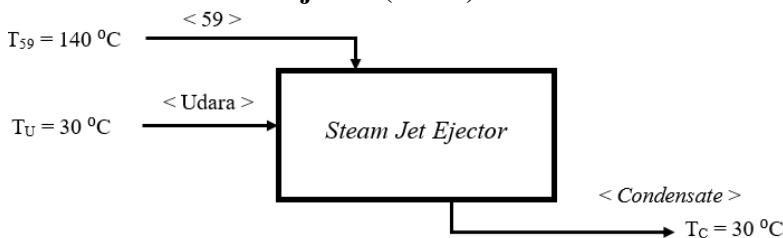
**Gambar IV.60** Blok Diagram Sistem *Barometric Condenser*

Neraca energi pada sistem *Barometric Condenser*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.60** Neraca Energi *Barometric Condenser*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 29 >	100209042,3	-
< 67 >	52639448,592	-
< 37 >	-	152847215,9
< Udara >	-	1274,304
<b>TOTAL</b>	<b>152848490,93</b>	<b>152848490,93</b>

## 12. Steam Jet Ejector (E-316)



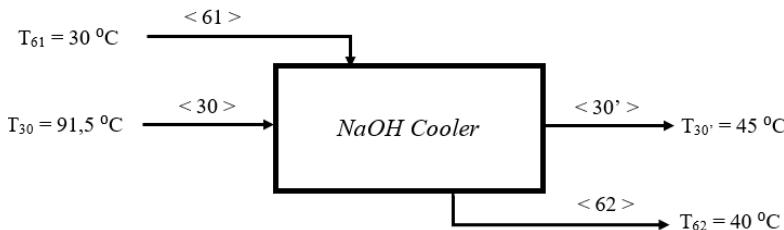
**Gambar IV.61** Blok Diagram Sistem *Steam Jet Ejector*

Neraca energi pada sistem *Steam Jet Ejector*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.61** Neraca Energi *Steam Jet Ejector*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 59 >	662970,750	-
< Udara >	1274,304	-
< Condensat >	-	144138,329
< Q latent >		520106,725
<b>TOTAL</b>	<b>664245,05</b>	<b>664245,05</b>

### 13. NaOH Solution Cooler (E-317)



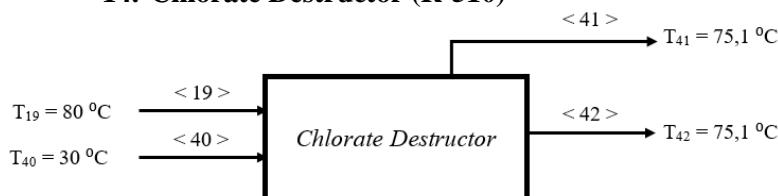
**Gambar IV.62** Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler*

Neraca energi pada sistem *NaOH Solution Cooler*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.62** Neraca Energi *NaOH Solution Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 30 >	63934802,571	-
< 61 >	8276228,604	-
< 30' >	-	47348484,848
< 62 >		24862546,327
<b>TOTAL</b>	<b>72211031,175</b>	<b>72211031,175</b>

### 14. Chlorate Destructor (R-510)

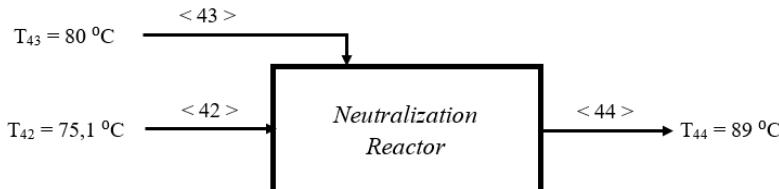


**Gambar IV.63** Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor*

Neraca energi pada sistem *Chlorate Destructor*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.63** Neraca Energi *Chlorate Destructor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 19 >	104051369,951	-
< 40 >	524131,164	-
< 41 >	-	342522,948
< 42 >		100110786,1
< Q reaksi >		4122192,03
<b>TOTAL</b>	<b>104575501,115</b>	<b>104575501,115</b>

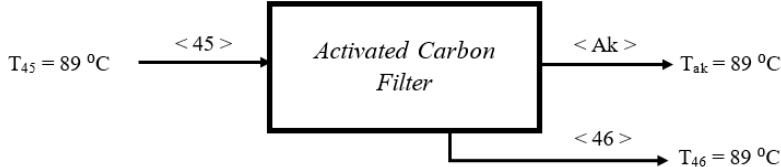
**15. Neutralization Reactor (R-520)****Gambar IV.64** Blok Diagram Sistem *Neutralization Reactor*

Neraca energi pada sistem *Neutralization Reactor*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.64** Neraca Energi *Neutralization Reactor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 42 >	100110786,133	-
< 43 >	120197770,029	-
< 44 >	-	135822455,9
< Q reaksi >	-	-15624685,85
<b>TOTAL</b>	<b>120197770,029</b>	<b>120197770,029</b>

### 16. Activated Carbon Filter (H-530)



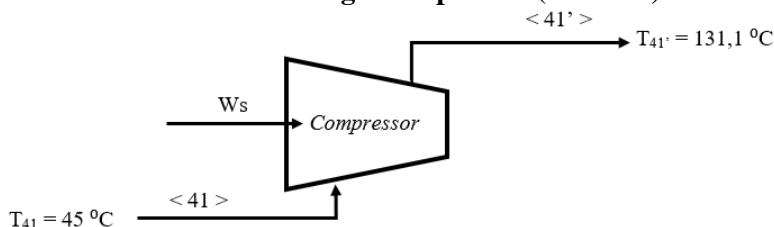
**Gambar IV.65** Blok Diagram Sistem *Activated Carbon Filter*

Neraca energi pada sistem *Activated Carbon Filter*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.65** Neraca Energi *Activated Carbon Filter*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 45 >	135822455,9	-
< 46 >	-	135806166,157
< Ak >	-	16289,725
<b>TOTAL</b>	<b>135822455,9</b>	<b>135822455,9</b>

### 17. Chlorine 1<sup>st</sup> Stage Compressor (G-421 A)



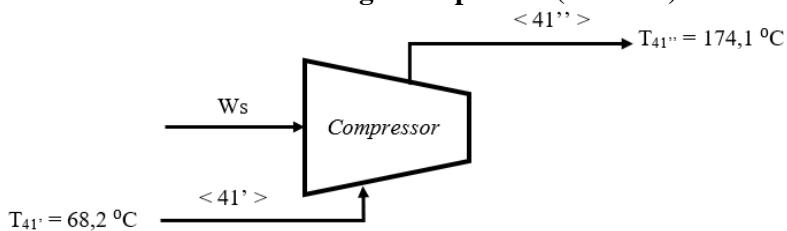
**Gambar IV.66** Blok Diagram Sistem 1<sup>st</sup> Stage Compressor

Neraca energi pada sistem *1<sup>st</sup> Stage Compressor*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.66** Neraca Energi *1<sup>st</sup> Stage Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 41 >	678055,0	-
Ws	2738316,0	-
< 41' >	-	3416371,0
<b>TOTAL</b>	<b>3416371,0</b>	<b>3416371,0</b>

### 18. Chlorine 2<sup>nd</sup> Stage Compressor (G-421 B)



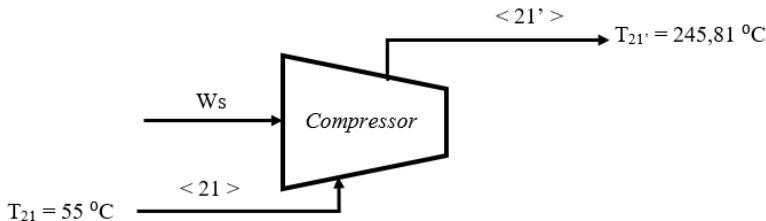
**Gambar IV.67** Blok Diagram Sistem 2<sup>nd</sup> Stage Compressor

Neraca energi pada sistem *2<sup>nd</sup> Stage Compressor*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.67** Neraca Energi *2<sup>nd</sup> Stage Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 41' >	1396078,1	-
Ws	3355783,0	-
< 41'' >	-	4751861,1
<b>TOTAL</b>	<b>4751861,1</b>	<b>4751861,1</b>

### 19. Hydrogen Compressor (G-411)



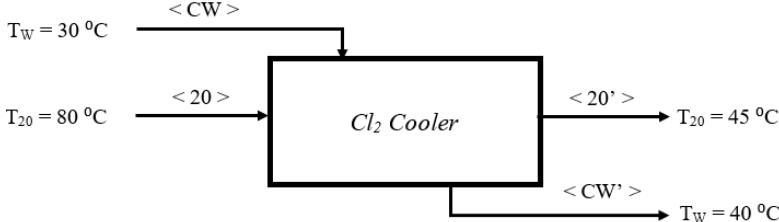
**Gambar IV.68** Blok Diagram Sistem *Hydrogen Compressor*

Neraca energi pada sistem *Hydrogen Compressor*, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.68** Neraca Energi *Hydrogen Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
$< 21 >$	797527,4	-
Ws	5140995,4	-
$< 21' >$	-	5938522,8
<b>TOTAL</b>	<b>5938522,8</b>	<b>5938522,8</b>

### 20. Cl<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Cooler (G-422 A)



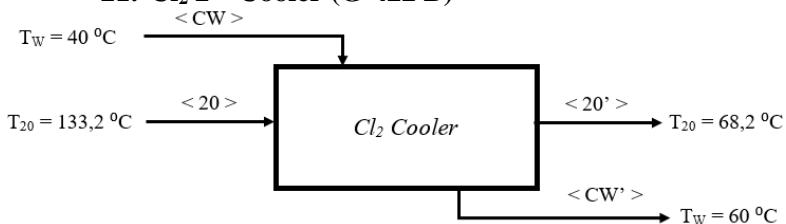
**Gambar IV.69** Blok Diagram Sistem *Cl<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Cooler*

Neraca energi pada sistem  $Cl_2 1^{st}$  Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.69** Neraca Energi  $Cl_2 1^{st}$  Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	1740237,84	-
CW	552581,652	-
< 20' >	-	632813,76
CW'	-	1660005,732
<b>TOTAL</b>	<b>2292819,492</b>	<b>2292819,492</b>

### 21. $Cl_2 2^{nd}$ Cooler (G-422 B)



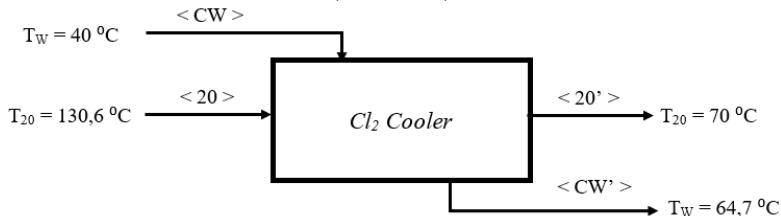
**Gambar IV.70** Blok Diagram Sistem  $Cl_2 2^{nd}$  Cooler

Neraca energi pada sistem  $Cl_2 2^{nd}$  Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.70** Neraca Energi  $Cl_2 2^{nd}$  Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	3423522,44	-
CW	1535982,832	-
< 20' >	-	1366877,72
CW'	-	3592627,552
<b>TOTAL</b>	<b>4959505,273</b>	<b>4959505,273</b>

## 22. Cl<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler (G-422 C)



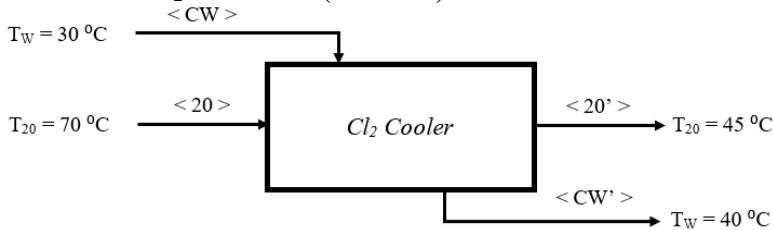
**Gambar IV.71** Blok Diagram Sistem Cl<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler

Neraca energi pada sistem Cl<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.71** Neraca Energi Cl<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	3341256,65	-
CW	1161299,052	-
< 20' >	-	1423830,96
CW'	-	3078724,745
<b>TOTAL</b>	<b>4502555,705</b>	<b>4502555,705</b>

## 23. Cl<sub>2</sub> 4<sup>th</sup> Cooler (G-422 D)



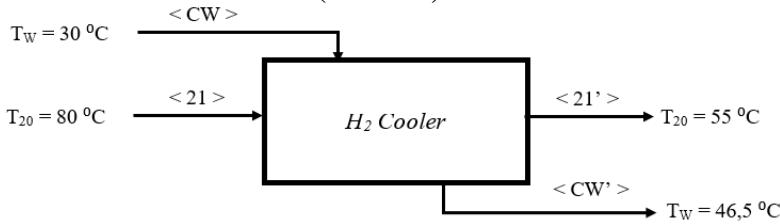
**Gambar IV.72** Blok Diagram Sistem Cl<sub>2</sub> 4<sup>th</sup> Cooler

Neraca energi pada sistem Cl<sub>2</sub> 4<sup>th</sup> Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.72** Neraca Energi  $Cl_2$  4<sup>th</sup> Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	1423830,96	-
CW	394701,18	-
< 20' >	-	632813,76
CW'	-	1185718,38
<b>TOTAL</b>	<b>1818532,140</b>	<b>1818532,140</b>

#### 24. H<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Cooler (G-412 A)



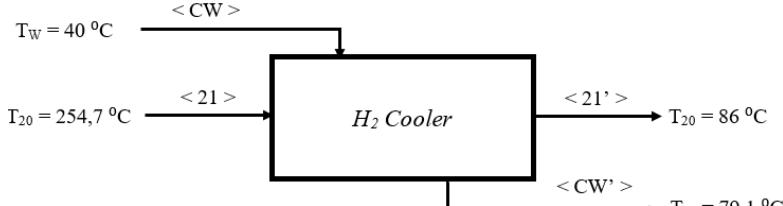
**Gambar IV.73** Blok Diagram Sistem  $H_2$  1<sup>st</sup> Cooler

Neraca energi pada sistem  $H_2$  1<sup>st</sup> Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.73** Neraca Energi  $H_2$  1<sup>st</sup> Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 21 >	1485698,5	-
CW	204556,446	-
< 21' >	-	810381
CW'	-	879873,946
<b>TOTAL</b>	<b>1690254,946</b>	<b>1690254,946</b>

### 25. H<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler (G-412 B)



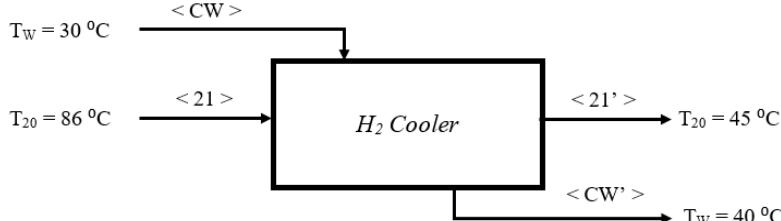
**Gambar IV.74** Blok Diagram Sistem H<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler

Neraca energi pada sistem H<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.74** Neraca Energi H<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
<21>	6204817,19	-
CW	1737388,055	-
<21'>	-	1647774,70
CW'	-	6294430,545
<b>TOTAL</b>	<b>7942205,245</b>	<b>7942205,245</b>

## 26. H<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler (G-412 C)



**Gambar IV.75** Blok Diagram Sistem H<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler

Neraca energi pada sistem H<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler, adalah sebagai berikut:

**Tabel IV.75** Neraca Energi H<sub>2</sub> 3<sup>rd</sup> Cooler

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
<21>	1647775	-
CW	552629,863	-
<21'>	-	540254
CW'	-	1660150,563
<b>TOTAL</b>	<b>2200404,563</b>	<b>2200404,563</b>

## **BAB V** **SPESIFIKASI ALAT**

**Tabel V.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-110)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Fungsi	Menyimpan bahan baku Garam Industri	
Panjang gudang	9,533	m
Lebar Gudang	4,766	m
Tinggi Gudang	4,766	m
Konstruksi	Dasar Beton dengan dinding batako	
Jumlah	1 buah	

**Tabel V.2 Tangki Penyimpanan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (F-120)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Fungsi	Menyimpan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> aqueous 10%	
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk		
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B
P design	=	1,678
OD Tangki	=	0,406
ID Tangki	=	0,342
Ls Tangki	=	0,514

**Tabel V.3 Gudang Penyimpanan Flokulasi AlCl<sub>3</sub> (F-130)**

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Menyimpan flokulasi AlCl <sub>3</sub>	
Panjang gudang	0,858	m
Lebar Gudang	0,429	m
Tinggi Gudang	0,429	m
Konstruksi	Dasar Beton dengan dinding batako	
Jumlah	1 buah	

**Tabel V.4 Brine Saturator (M-140)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Melarutkan garam dengan pelarut water process dan larutan brine recycle		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,739	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,670	m
Ls Tangki	=	7,005	m
Lh Atas Tangki	=	1,078	m
Lh Bawah Tangki	=	1,078	m
L Total	=	9,160	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m

Nozzle - 1 (Aliran 1)	:		
OD Nozzle-1	=	0,192	m
ID Nozzle-1	=	0,154	m
tw Nozzle-1	=	0,025	m
A Nozzle-1	=	0,007	$m^2$
Nozzle - 2 (Aliran 3)	:		
OD Nozzle-2	=	0,192	m
ID Nozzle-2	=	0,154	m
tw Nozzle-2	=	0,025	m
A Nozzle-2	=	0,007	$m^2$
Nozzle - 3 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-3	=	0,457	m
ID Nozzle-3	=	0,387	m
tw Nozzle-3	=	0,037	m
A Nozzle-3	=	0,015	$m^2$
Nozzle - 4 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-4	=	0,078	m
ID Nozzle-4	=	0,053	m
tw Nozzle-4	=	0,019	m
A Nozzle-4	=	0,004	$m^2$
Nozzle - 5 (Aliran Keluar 4)	:		
OD Nozzle-5	=	0,470	m
ID Nozzle-5	=	0,387	m
tw Nozzle-5	=	0,037	m
A Nozzle-5	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.5 Belt Conveyor (J-141)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	Memindahkan Garam Industri dari gudang penyimpanan menuju bucket elevator		
Panjang	=	20,00	m
Lebar belt	=	0,90	m
Kapasitas	=	36,96	m/min
Power belt	=	1,04	hp
Kecepatan conveying belt	=	15,09	m/min

**Tabel V.6 Belt Conveyor (J-162)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	Memindahkan Flokulan dari gudang penyimpanan menuju Mixer (M-161) lewat feeder		
Panjang	=	20,00	m
Lebar belt	=	0,60	m
Kapasitas	=	0,03	m/min
Power belt	=	0,67	hp
Kecepatan conveying belt	=	0,01	m/min

**Tabel V.7 Bucket Elevator (J-142)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	Memindahkan Garam Industri dari belt conveyor menuju dilution tank (M-140)		
Ukuran Bucket	=	203 x 127 x 140	mm

Bucket Space	=	356,00	mm
Elevator center	=	75,00	ft
Size of lump handled	=	25,40	mm
Bucket Speed	=	79,20	m/min
Head Shaft	=	41,00	r/min
Belt Width	=	9,00	in
Power	=	4,80	hp

**Tabel V.8 Buffer Tank (F-143)**

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi		Menyimpan larutan brine hasil pengenceran	
tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,747	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,671	m
Ls Tangki	=	7,007	m
Lh Atas Tangki	=	1,075	m
Lh Bawah Tangki	=	1,075	m
L Total	=	9,156	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,022	m
th Bawah Tangki	=	0,022	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m

tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,457	m
ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,037	m
A Nozzle-2	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.9 Clarifier (H-160)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Tempat mengendapkan $\text{CaCO}_3$ dan $\text{Mg(OH)}_2$		
Clarifier dengan tutup bawah berbentuk conical			
Bahan yang digunakan	:	304, grade 3 (SA-167)	
P design	=	38,011	psig
OD Clarifier	=	3,213	m
ID Clarifier	=	3,200	m
Ls Clarifier	=	4,801	m
Lh Atas Clarifier	=	0,541	m
Lh Bawah Clarifier	=	0,924	m
L Total	=	6,265	m
ts Clarifier	=	0,006	m
th Atas Clarifier	=	0,005	m
th Bawah Clarifier	=	0,005	m

**Tabel V.10 Mixer Tank (M-161)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	Menyampurkan flokulasi ke dalam larutan brine untuk mempermudah proses pemisahan di clarifier		
Tangki dengan tipe bejana berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	2,624	psig
OD Tangki	=	1,372	m
ID Tangki	=	1,224	m
Ls Tangki	=	1,836	m
Lh Atas Tangki	=	0,439	m
Lh Bawah Tangki	=	0,439	m
L Total	=	2,714	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,022	m
th Bawah Tangki	=	0,022	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,038	m
ID Nozzle-2	=	0,046	m
tw Nozzle-2	=	0,013	m
A Nozzle-2	=	0,003	$m^2$

Nozzle - 3	:		
OD Nozzle-3	=	0,457	m
ID Nozzle-3	=	0,337	m
tw Nozzle-3	=	0,406	m
A Nozzle-3	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.11 Overflow Brine Buffer Tank (F-163)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan larutan garam hasil separasi di clarifier dengan aliran masuk overflow		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,748	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,176	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m

A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$
------------	---	-------	-------

**Tabel V.12 Buffer Tank (F-172)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antrhacite filter H-170A		
<b>Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk</b>			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,747	psig
OD Tangki	=	4,8768	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,1	m
Lh Bawah Tangki	=	1,1	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022225	m
th Atas Tangki	=	0,0254	m
th Bawah Tangki	=	0,0254	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,4572	m
ID Nozzle-1	=	0,38735	m
tw Nozzle-1	=	0,058057143	m
A Nozzle-1	=	0,01516129	$m^2$
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,4572	m
ID Nozzle-2	=	0,38735	m

tw Nozzle-2	=	0,058057143	m
A Nozzle-2	=	0,01516129	$\text{m}^2$

**Tabel V.13 Buffer Tank (F-174)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antrhacite filter H-170B		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,746	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,058	m
A Nozzle-1	=	0,015	$\text{m}^2$
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,457	m

ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,058	m
A Nozzle-2	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.14 Buffer Tank (F-176)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antracite filter H-170C		
<b>Tangki dengan tipe bejana berpengaduk</b>			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,745	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,058	m
A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$
Nozzle - 2	:		

OD Nozzle-2	=	0,457	m
ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,058	m
A Nozzle-2	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.15 NaOH Solution Buffer Tank (F-213)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan NaOH dari electrolyzer		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	12,412	psig
OD Tangki	=	5,486	m
ID Tangki	=	5,214	m
Ls Tangki	=	7,820	m
Lh Atas Tangki	=	1,268	m
Lh Bawah Tangki	=	1,268	m
L Total	=	10,355	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1 (Aliran 1)	:		
OD Nozzle-1	=	0,559	m
ID Nozzle-1	=	0,489	m
tw Nozzle-1	=	0,043	m
A Nozzle-1	=	0,018	$m^2$
Nozzle - 2 (Aliran 3)	:		

OD Nozzle-2	=	0,505	m
ID Nozzle-2	=	0,438	m
tw Nozzle-2	=	0,040	m
A Nozzle-2	=	0,016	$m^2$
Nozzle - 3 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-3	=	0,090	m
ID Nozzle-3	=	0,063	m
tw Nozzle-3	=	0,022	m
A Nozzle-3	=	0,005	$m^2$
Nozzle - 4 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-4	=	0,192	m
ID Nozzle-4	=	0,154	m
tw Nozzle-4	=	0,025	m
A Nozzle-4	=	0,007	$m^2$

**Tabel V.16 Barometric Condensor (G-315)**

Spesifikasi	Keterangan		
Nama	:	Barometrik Kondenser	
Fungsi	:	Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator dengan cooling water	
Tipe	:	Counter current dry air condenser	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	CS SA-283 grade C	
Rate bahan	:	37637,199	kg/jam
Luas penampang kondenser	:	3,497	$m^2$

Diameter kondenser	:	0,796	m
Jumlah air pendingin	:	418470,853	kg/jam
Diameter kolom barometrik	:	0,796	m
Batas keamanan	:	0,457	m
Tinggi kolom barometrik	:	3,765	m

**Tabel V.17 Steam Jet Ejector (E-316)**

Spesifikasi		Keterangan	
Nama	:	Steam Jet Ejector	
Fungsi	:	Menarik gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condenser	
Bahan konstruksi	:	SA 283 grade C	
jumlah	:	1	
Tipe	:	Single stage jet	
Panjang	:	0,0508	m
Kebutuhan steam	:	11,4001	kg/jam

**Tabel V.18 Centrifugal Pump (L-151)**

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi		Mengalirkan larutan Brine ke dalam Brine Reactor (R-150A)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	

Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal pump	
Rate Volume	:	700	m <sup>3</sup> /jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>
Pump Power	:	50	hP

**Tabel V.19 Antrhacite Filter (H-170A)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Menghilangkan pengotor yang terdapat di larutan garam berupa suspended solid CaCO <sub>3</sub> dan Mg(OH) <sub>2</sub>	
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel	
Spesifikasi	:	304 Grade 3 (SA 167)	
Jenis Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah Unit	:	2	
Z (tinggi tangki total)	:	11,404	m
ts (tebal tangki)	:	0,063	m
th (tebal penutup atas)	:	0,076	m
ID (diameter dalam tangki)	:	5,673	m
Tinggi bed	:	0,762	m

**Tabel V.20 Activated Carbon Filter (H-530)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	:	Menghilangkan pengotor yang terdapat di larutan garam berupa Cl <sub>2</sub> terlarut	
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel	
Spesifikasi	:	304 Grade 3 (SA 167)	
Jenis Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah Unit	:	1	
Z (tinggi tangki total)	:	10,3688	m
ts (tebal tangki)	:	0,0625	m
th (tebal penutup atas)	:	0,0635	m
ID (diameter dalam tangki)	:	5,1804	m
Tinggi bed	:	1,3431	m

**Tabel V.21 Cl<sub>2</sub> Gas Fan (L-423)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Nama Alat	:	Cl <sub>2</sub> Gas Fan	
Fungsi	:	Menarik gas Cl <sub>2</sub> dari Tangki netralisasi dan meniupkannya ke Cooler	
Jenis	:	Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower	
Rate Cl <sub>2</sub> gas	:	5013,984	m <sup>3</sup> /jam
Power Fan	:	0,579	hp

**Tabel V.22 Pure Brine Buffer Tank (F-533)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menampung sementara brine yang sudah bersih sebelum diumparkan menuju Brine Saturator		
Tangki dengan tipe bejana tanpa berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,913	psig
OD Tangki	=	5,182	m
ID Tangki	=	4,988	m
Ls Tangki	=	7,482	m
Lh Atas Tangki	=	1,186	m
Lh Bawah Tangki	=	1,186	m
L Total	=	9,855	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.23 Neutralized Buffer Tank (F-531)**

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menampung sementara brine yang sudah bersih sebelum diumparkan menuju Brine Saturator		
Tangki dengan tipe bejana berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	15,020	psig
OD Tangki	=	6,096	m
ID Tangki	=	6,044	m
Ls Tangki	=	9,066	m
Lh Atas Tangki	=	1,540	m
Lh Bawah Tangki	=	1,540	m
L Total	=	12,145	m
ts Tangki	=	0,025	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	$m^2$

**Tabel V.24 Centrifugal Pump (L-171)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine ke dalam Anthracite Filter (H-170A)		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal pump		
Rate Volume	:	700	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	110	hP	

**Tabel V.25 Centrifugal Pump (L-211)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Pure Brine ke dalam Brine Pre Heater (E-212)		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	700	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	70	hP	

**Tabel V.26 Centrifugal Pump (L-214)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan recycle NaOH ke dalam Elektrolizer (R-210)		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	800	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	12	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,072	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	60	hP	

**Tabel V.27 Centrifugal Pump (L-311)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% ke dalam evaporator V-310A		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	170	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	6	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,019	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	30	hP	

**Tabel V.28 Centrifugal Pump (L-312)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% hasil kondensasi ke dalam evaporator V-310B		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	140	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	6	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,019	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	120	hP	

**Tabel V.29 Centrifugal Pump (L-313)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% ke dalam NaOH storage hasil kondensasi		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	110	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	5	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,013	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	100	hP	

**Tabel V.30 Centrifugal Pump (L-413)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water ke dalam 2 <sup>nd</sup> H <sub>2</sub> Cooler		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	10	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	1,25	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,001	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	0,5	hP	

**Tabel V.31 Centrifugal Pump (L-152)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ke Brine Reactor (R-150A)		
Bahan Konstruksi	:	Ceramic		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	0,5	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	0,5	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,0002	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	0,1	hP	

**Tabel V.32 Centrifugal Pump (L-144)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine hasil filtrasi ke dalam Brine Saturator (M-140)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	550	m <sup>3</sup> /jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>
Pump Power	:	60	hP

**Tabel V.33 Centrifugal Pump (L-532)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Depleted Brine ke dalam Activited Carbon Filter (H-530)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	600	m <sup>3</sup> /jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>
Pump Power	:	80	hP

**Tabel V.34 Centrifugal Pump (L-145)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine hasil filter press ke dalam Brine Saturator (M-140)		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	550	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	60	hP	

**Tabel V.35 Centrifugal Pump (L-424)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water dari E-422A ke E-422B		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	30	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	2	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,002	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	1	hP	

**Tabel V.36 Centrifugal Pump (L-425)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water dari E-422D ke E-422C		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	25	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	2	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,002	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	1	hP	

**Tabel V.37 Positive Displacement Pump (L-542)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan sludge hasil pemisahan dari Clarifier ke Filter Press (H-530)		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Positive Displacement Pump		
Rate Volume	:	700	m <sup>3</sup> /jam	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m <sup>2</sup>	
Pump Power	:	60	hP	

**Tabel V.38 Centrifugal Pump (L-155)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan aliran dari R-150A menuju R-150B		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	750	$\text{m}^3/\text{jam}$	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	$\text{m}^2$	
Pump Power	:	70	hP	

**Tabel V.39 Centrifugal Pump (L-156)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	:	Mengalirkan aliran dari R-150B menuju M-160		
Bahan Konstruksi	:	Monel		
Jumlah Unit	:	2		
Jenis	:	Centrifugal Pump		
Rate Volume	:	750	$\text{m}^3/\text{jam}$	
D optimum	:	10	in	
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	$\text{m}^2$	
Pump Power	:	50	hP	

**Tabel V.40 1st Stage Permeate Cl<sub>2</sub> Compressor (G-421)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	G-421	
Type	Sentrifugal kompresor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Cl <sub>2</sub> compressor dari 80,64 kPa menjadi 405,3 kPa	
Jumlah stage	2	
Bahan	Hastelloy C-22	
Kondisi operasi :	P suction : 80,64 kPa	T suction : 45 °C
	P discharge : 222,9 kPa	T discharge : 133,2 °C
Kapasitas (Kg/jam)	65920	
r	1,663	
Efisiensi	1,0000	
Power (Hp)	1,374711482	

**Tabel V. 41 2nd Stage Permeate Cl<sub>2</sub> Compressor (G-422)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	G-421	
Type	Sentrifugal kompresor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Cl <sub>2</sub> compressor dari 202,2 kPa menjadi 405,3 kPa	
Jumlah stage	2	
Bahan	Hastelloy C-22	
Kondisi operasi :	P suction : 202,20 kPa	T suction : 68,22 °C
	P discharge : 405,3 kPa	T discharge : 130,6 °C
Kapasitas (Kg/jam)	65920	
r	1,416	
Efisiensi	1,0000	
Power (Hp)	2,30994772	

**Tabel V.42  $H_2$  Compressor (G-411)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	G-421
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran $H_2$ compressor dari 80,64 kPa menjadi 392,3 kPa
Jumlah stage	1
Bahan	Stainless Alloy-240 (SA-240)
Kondisi operasi :	P suction : 80,64 kPa      T suction : 55 °C P discharge : 392,3 kPa      T discharge : 245,7 °C
Kapasitas (Kg/jam)	1889
r	1,259
Efisiensi	1,0000
Power (Hp)	0,193321366

**Tabel V.43  $H_2$  Storage Tank (F-410)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	F-410
Type	Spherical Tank
Fungsi	Menyimpan gas hidrogen selama 30 hari
Diameter Bejana	813,9733374 in
Tebal Bejana	1,0000 in
Kondisi operasi	P operasi 350,90 kPa      Suhu 45 °C
Tekanan Desain	386,0 kPa
Kapasitas	4628,536218 m³
Bahan	Stainless Alloy-240 (SA-240)

**Tabel V.44 *Cl<sub>2</sub> Storage Tank (F-420)***

<u>Spesifikasi</u>	<u>Keterangan</u>				
Kode	F-420				
Type	Spherical Tank				
Fungsi	Menyimpan gas klorin selama 30 hari				
Diameter Bejana	791,7813612				in
Tebal Bejana	1,0000				in
Kondisi operasi	P operasi	363,90	kPa	Suhu	45 °C
Tekanan Desain	400,3				kPa
Kapasitas	4260,189825				m <sup>3</sup>
Bahan	Hastelloy C-22				

### **Tabel V.355 Chlorate Destructor Reactor (R-510)**

Nama Alat		Chlorate Destructor Reactor (R-510)								
Fungsi		Untuk mereaksikan Na <sub>2</sub> ClO <sub>3</sub> dengan depleted brine dan HCl								
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension				
ID	4,435	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk				
OD	4,572	m	ID	0,3335	m	N baffle				
L			OD	0,3556	m	4				
L <sub>s</sub>	6,6522	m	tw	0,0112	m	Da	1,3304	m		
L <sub>h a</sub>	1,0002	m	Nozzle 2			W	0,2661	m		
L <sub>h b</sub>	1,0002	m	ID	0,1024	m	L	0,3326	m		
t <sub>s</sub>	0,0222	m	OD	0,1143	m	C	1,4768	m		
t <sub>h a</sub>	0,0222	m	tw	0,0061	m	Dd	0,8870	m		
t <sub>h b</sub>	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,3696	m		
Tekanan			ID	0,381	m	N	90	rpm		
P design	60951	N/m <sup>2</sup>	OD	0,4064	m	Motor Power Requirement				
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0127	m	P	200	hp		
			Nozzle 4							
			ID	0,1024	m					
			OD	0,1143	m					
			tw	0,0061	m					

**Tabel V.46 Neutralizer Destructor Reactor (R-510)**

Nama Alat	Neutralizer Reactor (R-520)						
Fungsi	Untuk menetralkan excess HCl dengan NaOH						
Vessel Dimension			Nozzle Dimension		Agitator Dimension		
ID	4,935	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk	
OD	5,1816	m	ID	0,381	m		
L :			OD	0,4064	m	N baffle	4
Ls	7,4032	m	tw	0,0127	m	Da	1,4806
Lh a	1,166444	m	Nozzle 2			W	0,2961
Lh b	1,166444	m	ID	0,1024	m	L	0,3702
ts	0,022225	m	OD	0,1143	m	C	1,6435
th a	0,022225	m	tw	0,0061	m	Dd	0,9871
th b	0,022225	m	Nozzle 3			J	0,4113
Tekanan			ID	0,381	m	N	90
P design	50986	N/m <sup>2</sup>	OD	0,4064	m	Motor Power Requirement	
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0127	m	P	200
							hp

**Tabel V.47 Brine Reactor (R-150A)**

Nama Alat	Brine Reactor (R-150A)						
Fungsi	Untuk mereaksikan larutan NaCl dengan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>						
Vessel Dimension			Nozzle Dimension		Agitator Dimension		
ID	4,872	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk	
OD	5,1816	m	ID	0,4288	m		
L :			OD	0,4572	m	N baffle	4
Ls	7,3077	m	tw	0,0142	m	Da	1,4615
Lh a	1,1463	m	Nozzle 2			W	0,2923
Lh b	1,1463	m	ID	0,0526	m	L	0,3654
ts	0,0222	m	OD	0,0603	m	C	1,6223
th a	0,0222	m	tw	0,0038	m	Dd	0,9744
th b	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,4060
Tekanan			ID	0,4288	m	N	90
P design	68303	N/m <sup>2</sup>	OD	0,4572	m	Motor Power Requirement	
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0142	m	P	200
							hp

**Tabel V.48 Brine Reactor (R-150B)**

Nama Alat			Brine Reactor (R-150B)					
Fungsi			Untuk mereaksikan aliran keluar dari R-150 A dengan depleted brine					
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension		
ID	4,878	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk		
OD	5,1816	m	ID	0,4288	m			
L			OD	0,4572	m	N baffle	4	
Ls	7,3163	m	tw	0,0142	m	Da	1,4633	m
Lh a	1,1481	m	Nozzle 2			W	0,2927	m
Lh b	1,1481	m	ID	0,0409	m	L	0,3658	m
ts	0,0222	m	OD	0,0483	m	C	1,6242	m
th a	0,0222	m	tw	0,0038	m	Dd	0,9755	m
th b	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,4065	m
Tekanan			ID	0,4288	m	N	90	rpm
P design	68376	N/m <sup>2</sup>	OD	0,4572	m	Motor Power Requirement		
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0142	m	P	200	hp

**Tabel V.49 Heat Exchanger (E-212)**

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Heat Exchanger (E-212)	
Fungsi	Untuk memanaskan larutan brine hingga 90°C	
Tipe	1-2 STHE	
OD	0,75	in
IDS	35	in
L	20	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1	in
Tipe Pitch	Square	
Uc	176,0647821	
U <sub>D</sub>	148,3167059	

$\Delta P$ Shell	0,000777226	Psi
$\Delta P$ Tube	3,8695	Psi

**Tabel V.50 Heat Exchanger (E-317)**

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Heat Exchanger (E-317)	
Fungsi	Untuk mendinginkan larutan NaOH dari suhu 91,5°C ke 40°C	
Tipe	2-4 STHE	
OD	1	in
IDS	21,25	in
L	20	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,25	in
Tipe Pitch	Square	
Uc	270,4176903	
UD	209,1465576	
$\Delta P$ Shell	1,80	Psi
$\Delta P$ Tube	7,3121	Psi

**Tabel V.51 Heat Exchanger H<sub>2</sub> (E-412A)**

Nama	Heat Exchanger H <sub>2</sub> (E-412A)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 80°C ke 55°C	
Type	1-2 STHE	
OD	1,5	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,875	inch
Type Pitch	Square	
Uc	130,1038592	
UD	114,5893483	
ΔP Shell	0,02	psi
ΔP Tube	0,23	psi

**Tabel V.52 Heat Exchanger H<sub>2</sub> (E-412B)**

Nama	Heat Exchanger H <sub>2</sub> (E-412B)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 245,7°C ke 86°C	
Type	1-2 STHE	
OD	1,5	inch
IDs	31	inch
L	12	ft

BWG	16	
Pitch (Pt)	1,5	inch
Type Pitch	Square	
Uc	68,5041964	
UD	64,00867275	
$\Delta P$ Shell	0,01	psi
$\Delta P$ Tube	0,11	psi

**Tabel V.53 Heat Exchanger  $H_2$  (E-412C)**

Nama	Heat Exchanger $H_2$ (E-412C)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 86°C ke 45°C	
Type	1-2 STHE	
OD	16	inch
IDs	1	inch
L	90	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,08	inch
Type Pitch	Square	
Uc	125,2850685	
UD	110,5849541	
$\Delta P$ Shell	0,05	psi
$\Delta P$ Tube	0,12	psi

**Tabel V.54 Heat Exchanger Cl<sub>2</sub> (E-422A)**

Nama	Heat Exchanger Cl <sub>2</sub> (E-422A)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 80°C ke 45°C	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	48,83965956	
UD	46,48126371	
ΔP Shell	0,18	psi
ΔP Tube	0,23	psi

**Tabel V.55 Heat Exchanger Cl<sub>2</sub> (E-422B)**

Nama	Heat Exchanger Cl <sub>2</sub> (E-422B)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 133,2°C ke 68,22°C	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft

BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	49,33449142	
UD	46,87392495	
$\Delta P$ Shell	0,14	psi
$\Delta P$ Tube	0,23	psi

**Tabel V.56 Heat Exchanger  $Cl_2$  (E-422C)**

Nama	Heat Exchanger $Cl_2$ (E-422C)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 130,6°C ke 70°C	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	49,56984909	
UD	47,06107679	
$\Delta P$ Shell	0,10	psi
$\Delta P$ Tube	0,23	psi

**Tabel V.57 Heat Exchanger Cl<sub>2</sub> (E-422D)**

Nama	Heat Exchanger Cl <sub>2</sub> (E-422D)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 70°C ke 45°C	
Type	2-4 STHE	
OD	1	inch
IDs	17,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	48,05258729	
UD	45,74596456	
ΔP Shell	0,16	psi
ΔP Tube	1,37	psi

**Tabel V.58 Evaporator 1 (V-310 A)**

Fungsi	:	Meningkatkan kemurnian larutan NaOH dari konsentrasi 39,82% ke 50%						
Jenis Evaporator	:	Short-tube Calandria Evaporator						
Jenis Bejana	:	Bejana Dengan Pemanas						
Jenis Tekanan	:	Bejana Bertekanan Dalam						
Dimensi Shell				Dimensi Tube				
ID	=	214.213	inch		ID	=	1.12	inch
OD	=	216	inch		OD	=	1.25	inch
Ls	=	321.319	inch		L	=	5.000	ft
Lh a	=	53.205	inch		Nt	=	1350	bah
Lh b	=	53.205	inch	Dimensi Nozzle				
ts	=	0.875	inch	Nozzle-1				
th a	=	0.875	inch		OD	=	0.27305	m
th b	=	0.875	inch		ID	=	0.25451	m
				tw	=	0.0094	m	
Nozzle-2				Nozzle-3				
OD	=	0.508	m	OD	=	0.21908	m	
ID	=	0.47777	m	ID	=	0.20269	m	
tw	=	0.01499	m	tw	=	0.00813	m	
Nozzle-4				Nozzle-5				
OD	=	0.4064	m	OD	=	0.16828	m	
ID	=	0.381	m	ID	=	0.15418	m	
tw	=	0.0127	m	tw	=	0.00711	m	

**Tabel V.369 Evaporator 2 (V-310 B)**

<u>Fungsi</u>		:	Meningkatkan kemurnian larutan NaOH dari konsentrasi 32% ke 39,82%				
<u>Jenis Evaporator</u>		:	Short-tube Calandria Evaporator				
<u>Jenis Bejana</u>		:	Bejana Dengan Pemanas				
<u>Jenis Tekanan</u>		:	Bejana Bertekanan Dalam				
<u>Dimensi Shell</u>				<u>Dimensi Tube</u>			
ID	=	214.213	inch	ID	=	1.12	inch
OD	=	216	inch	OD	=	1.25	inch
Ls	=	321.319	inch	L	=	5.000	ft
Lh a	=	52.955	inch	Nt	=	1350	bah
Lh b	=	52.955	inch	<u>Dimensi Stiffener</u>			
ts	=	0.875	inch	Tipe	=	Channel	
th a	=	0.625	inch	Ukuran			inch
th b	=	0.625	inch	y	=	53.553	inch
				N	=	6	bah
<u>Dimensi Nozzle</u>							
Nozzle-1				Nozzle-2			
OD	=	0.21908	m	OD	=	0.508	m
ID	=	0.20269	m	ID	=	0.47777	m
tw	=	0.00813	m	tw	=	0.01499	m
Nozzle-3				Nozzle-4			
OD	=	0.21908	m	OD	=	0.4064	m
ID	=	0.20269	m	ID	=	0.381	m
tw	=	0.00813	m	tw	=	0.0127	m
Nozzle-5							
OD	=	0.1413	m				
ID	=	0.12827	m				
tw	=	0.0066	m				

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dapat dijadikan sebagai salah satu parameter kelayakan suatu pabrik untuk didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik dalam aspek ekonomi, maka dilakukan perhitungan terhadap kebutuhan bahan baku, penjualan produk yang dihasilkan, serta biaya utilitas dan operasional dalam rancangan pabrik tersebut. Selain itu, biaya konstruksi dalam masa pembangunan pabrik, biaya instalasi alat, serta biaya-biaya lain yang ditujukan dalam proses pembangunan pabrik, perlu diperhitungkan juga. Dalam analisa ini, data perhitungan didasarkan pada Neraca Massa dan Panas sebagaimana tercantum dalam Bab IV, serta Spesifikasi Alat sebagaimana tercantum dalam Bab V.

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.2 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan dalam Pabrik Natrium Hidroksida ini dipilih berupa Perseroan Terbatas (PT), dimana Perseroan Terbatas merupakan organisasi usaha yang memiliki badan hukum resmi yang hanya berlaku pada perusahaan tanpa melibatkan harta pribadi dan/atau kelompok yang ada di dalamnya. Dalam perusahaan berbentuk PT, umum dikenal istilah pemilik modal dan pelaksana perusahaan, dimana pemilik modal berhak atas keputusan-keputusan untuk menentukan arah kebijakan perusahaan termasuk menunjuk pelaksana.

Berikut merupakan beberapa alasan dalam pemilihan bentuk perusahaan sebagai Perseoran Terbatas (PT) :

1. Pemilik modal adalah pemegang saham perusahaan
2. Pemilik modal tidak harus sebagai pelaksana perusahaan, dengan kata lain dapat menunjuk pelaksana seperti Dewan Komisaris dan Direksi

3. Tidak melibatkan harta pribadi pemegang saham dalam menjalankan perusahaan
4. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjualan saham perusahaan maupun dari pinjaman

### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan ini adalah lini dan staff, dimana terdapat pelimpahan wewenang yang berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari pucuk pimpinan ke kepala bagian di bawahnya. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Ada pembagian tugas dan wewenang yang jelas
- Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip "*the right man on the right place*"
- Bentuk organisasi ini fleksibel untuk diterapkan
- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang kontinu
- Terdapat garis pertanggung-jawaban yang jelas dari masing-masing elemen jabatan struktural yang ada

Dalam organisasi lini dan staff, terdapat dua elemen utama yang memiliki pembagian tugasnya masing-masing, sebagai berikut :

#### **1. Pimpinan**

Pimpinan memiliki fungsi secara garis besar sebagai berikut :

- a. Membuat perencanaan strategis capaian terhadap bidang atau wilayah kerja yang dinaunginya, untuk kurun waktu tertentu
- b. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan mengkoordinasikan pada anggota atau para staff
- c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan dari setiap bagian dan memberikan bimbingan / petunjuk dalam pelaksanaan tugas
- d. Melaporkan kepada pimpinan bagian diatasnya terkait dengan hal-hal strategis pengelolaan pabrik

- e. Mewakili atas nama perusahaan dan/atau pabrik dalam perjanjian, undangan, perundingan, dan acara eksternal
2. Staff (Pembantu pimpinan)  
Staff memiliki fungsi secara garis besar sebagai berikut :
  - a. Membantu pimpinan dalam perencanaan, pengawasan, dan evaluasi pengelolaan pabrik
  - b. Melaksanakan fungsi-fungsi teknis sesuai dengan instruksi dan arahan pimpinan dalam rangka pengelolaan pabrik
  - c. Melakukan kegiatan-kegiatan dalam hal administrasi, pengelolaan, dan penelitian yang bersifat mem berikan daya dukung terhadap pimpinan

### **VI.1.3 Struktur Organisasi**

Berikut merupakan departementalisasi / pembagian fungsi kerja dalam setiap elemen yang ada dalam organisasi perusahaan ini.

#### **1. Rapat Umum Pemegang Saham**

Rapat Umum Pemegang Saham merupakan forum permusyawaratan tertinggi yang ada dalam lingkup perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham memiliki tugas dan fungsi :

- Mengambil keputusan tertinggi yang berkaitan dengan visi & misi, tujuan, serta capaian strategis perusahaan
- Mengambil keputusan terkait investasi dan perputaran modal perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan anggota Direksi
- Meminta pertanggung-jawaban terhadap kinerja Dewan Komisaris dan Direksi dalam pengelolaan pabrik dan / atau perusahaan
- Mengesahkan laporan tahunan perusahaan
- Menetapkan kebijakan pembagian dividen perusahaan

- Rapat Umum Pemegang Saham tidak memiliki kewenangan untuk mengintervensi pelaksanaan tugas dan fungsi dari Dewan Komisaris dan Direksi dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan
2. Dewan Komisaris

Dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan, dewan komisaris memiliki tugas dan fungsi :

    - Mengawasi kinerja Direksi dalam menjalankan pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan
    - Menetapkan kebijakan dan arahan strategis dalam hal pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan kepada Direksi
    - Memberikan nasehat dan masukan kepada Direksi dalam rangka pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan
  3. Direktur Utama

Dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan, Direktur Utama adalah sebagai pimpinan eksekutif tertinggi dan sebagai penanggung-jawab utama secara keseluruhan. Direktur utama memiliki uraian tugas dan fungsi :

    - Melaksanakan arahan strategis perusahaan, yang diwujudkan dalam bentuk perumusan dan penetapan sistem organisasi beserta perangkat pelaksananya
    - Menyelenggarakan koordinasi dengan clemen-clemen pelaksana yang ada dibawahnya
    - Memberikan arahan dan instruksi pelaksanaan tugas terhadap elemen-elemen yang ada dibawahnya
    - Menetapkan kebijakan fiskal dalam bentuk anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
    - Bertanggung-jawab kedepa Dewan Komisaris tentang pelaksanaan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
  4. Direktur

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh dewan direksi yang terdiri atas Direktur

Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Keuangan, dan Direktur SDM. Keempat direktur tersebut dibentuk atas dasar pengelompokan kesamaan aspek yang harus dikelola dalam menjalankan pabrik dan/atau perusahaan. Hal demikian dilakukan dengan prinsip departementalisasi. Keempat direktur tersebut memiliki tugas dan fungsi :

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan, pelaksanaan, dan evaluasi terhadap pengelolaan pabrik darlatau perusahaan, sestuai dengan bidang atau wilayah yang dinaunginya
- Bertanggung-jawab atas pelaksanaan dan pengambilan keputusan dalam bidang atau wilayah yang dinaunginya
- Melakukan pelaporan dan pertanggung-jawaban terhadap tugas dan keputusan yang diambil kepada Direktur Utama

#### 5. Kepala Bagian Proses

Kepala bagian proses merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap proses utama yang berlangsung di pabrik

#### 6. Kepala Bagian Utilitas

Kepala bagian utilitas merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap pengelolaan utilitas pabrik dan memberikan daya dukung terhadap proses produksi utama dalam pabrik

#### 7. Kepala Bagian Quality Control

Kepala bagian quality control merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap kualitas produk di beberapa titik produksi, serta

mengeluarkan rekomendasi yang berkaitan tentang proses produksi yang berlangsung kepada kepala bagian proses

8. Kepala Bagian Maintenance

Kepala bagian maintenance merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap kualitas alat-alat industri kimia pada proses utama maupun lainnya, dan bertanggung-jawab terhadap pemeliharaan peralatan industri di pabrik

9. Kepala Bagian Penjualan

Kepala bagian penjualan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang pemasaran, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap target kuantitas penjualan produk-produk perusahaan

10. Kepala Bagian Inovasi Produk

Kepala bagian inovasi produk merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang pemasaran, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap analisa pasar dan pengembangan produk-produk perusahaan yang diminati oleh pasar, serta menyelenggarakan program-program dalam rangka mempromosikan produk-produk perusahaan

11. Kepala Bagian Pengadaan

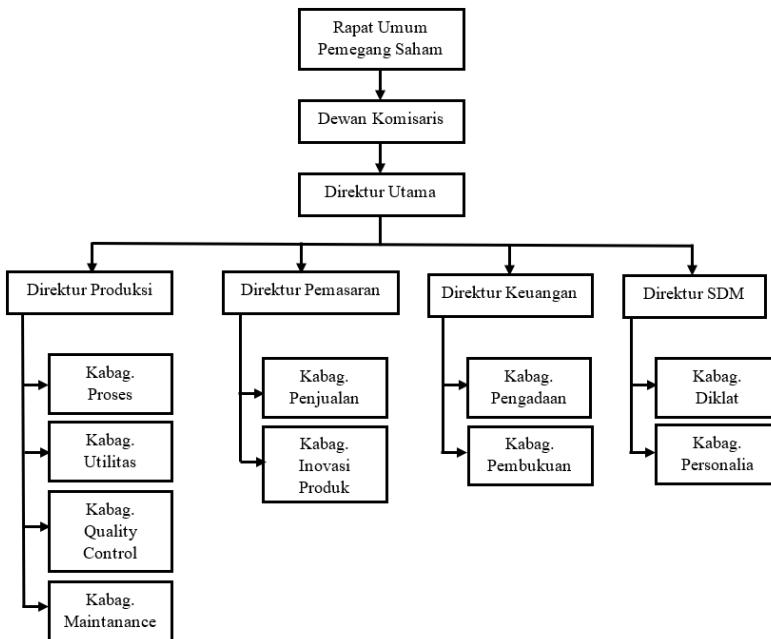
Kepala bagian pengadaan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang keuangan, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap pengelolaan dan pengadan barang serta kelengkapan lainnya dalam rangka melaksanakan pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

12. Kepala Bagian Pembukuan

Kepala bagian pembukuan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang keuangan, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap administrasi dan keuangan dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

13. Kepala Bagian Pendidikan, Pelatihan dan Pengembangan  
Kepala bagian pendidikan, pelatihan dan pengembangan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang SDM, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap program-program pengembangan *softskill* dan *hardskill* dalam rangka meningkatkan kualitas SDM di perusahaan
14. Kepala Bagian Personalia

Kepala bagian personalia merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang SDM, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap penerimaan pegawai, dan juga menaungi dalam hal kesejahteraan pegawai yang meliputi gaji dan tunjangan



**Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan**

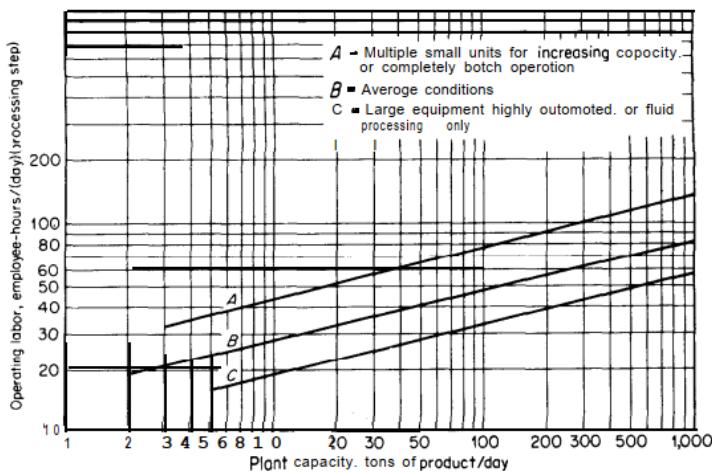
#### **VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawam yang dibutuhkan dalam pengelolaan produksi di Pabrik Natrium Hidroksida diuraikan sebagai berikut :

##### **1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional**

Jumlah karyawamn operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi di Pabrik Natrium Hidroksida adalah sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi NaOH = 3030,303 ton/hari



**Gambar VI.2** Grafik Kebutuhan Pekerja untuk Industri Kimia

(Timmerhaus, 1991)

- Berdasarkan Figure 6-8, Timmerhas, p. 198, didapatkan bahwa untuk kondisi average condition Pabrik Natrium Hidroksida, diperlukan karyawan sebanyak 364 orang/hari untuk tiap tahapan proses

## 2. Jadwal Jam Kerja

Dalam melaksanakan kegiatan operasional produksi di Pabrik Natrium Hidroksida, dilakukan pembagian jam kerja berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

### a. Karyawan *non-shift*

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi di pabrik. Karyawan merupakan yang termasuk golongan *non-shift* adalah yang bekerja dalam hal :

- Administrasi dan keuangan
- Personalia
- Pergudangan

- Manajemen perusahaan, dan lain-lain
- Jam kerja dari karyawan *non-shift* diatur sebagai berikut :

Hari Kerja : Senin - Jumat  
Jam Kerja : 08.00 - 16.00 WIB  
Jam Istirahat :  
Senin – Kamis : 12.00 - 13.00 WIB  
Jumat : 11.00 - 13.00 WIB

Hari Sabtu dan Minggu, serta hari-hari besar Nasional merupakan hari libur bagi karyawan *non-shift*.

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi di pabrik. Karyawan merupakan yang termasuk golongan *shift* adalah yang bekerja dalam hal :

- *Engineer* dan *Supervisor*
- Teknisi
- Operator
- Security, dan lain-lain

Jam kerja dari karyawan *shift* untuk setiap *shift* adalah selama 8 jam,dengan pembagian dan penggantian shift dilakukan sesuai dengan aturan *International Labour Organization* (ILO). Aturan tersebut yaitu sistem *metropolitan rota* atau bisa dsebut dengan 2-2-2, dimana dalam 1 minggu seorang karyawan akan melakukan 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* sore, 2 hari *shift* malam, dan 1 hari libur. Jam kerja karyawan *shift* berikut :

- *Shift Pagi* : 08.00 - 16.00 WIB
- *Shift Sore* : 16.00 - 24.00 WIB
- *Shift Malam* : 00.00 - 08.00 WIB

Dalam rangka penyegaran shift karyawan, maka seluruh karyawan yang termasuk dalam golongan karyawan shift dibagi menjadi 4 grup, yaitu grup A, B, C, dan D. Sistem ini dapat disajikan dalam tabulasi sebagai berikut:

**Tabel VI.1** Jadwal Shift Karyawan dengan Sistem 2-2-2

Shift	Hari						
	1	2	3	4	5	6	7
Pagi	A	D	C	B	A	D	C
Sore	B	A	D	C	B	A	D
Malam	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

### **VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan**

#### 1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji penuh bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya

#### 2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh Direksi tanpa SK dari Direksi, serta mendapatkan upah harian yang dibayar setiap akhir pekan

#### 3. Tenaga Ahli

Tenaga ahli merupakan pekerja yang diperlukan oleh pabrik dan/atau perusahaan dalam kondisi tertentu sebabila diperlukan saja, misal teknis *maintenance* alat pada saat *shut down*, bongkar-muat bahan baku, dan lain sebagainya. Tenaga ahli menerima upah untuk setiap satu pekerjaan yang selesai dilaksanakannya

**Tabel VI.2** Perincian Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah karyawan
1	Komisaris utama	1
2	Anggota Komisaris	2
3	Direktur Utama	1
4	Direktur Produksi	1
5	Direktur Pemasaran	1
6	Direktur Keuangan	1
7	Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)	1
8	Sekretaris	3
9	Kepala Divisi (bagian)	10
10	Manager	6
11	Supervisor	30
12	Kepala Regu (S-1)	40
13	Operator	
	a.Lulusan D-3	80
	b.Lulusan SMU	100
14	Dokter	2
15	Perawat	5
16	Sekuriti	30
17	Office Boy	15
18	Karyawan Kebersihan	25
19	Supir	10
Total		364

## **VI.2 Utilitas**

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu proses industri, baik dalam proses utama maupun proses-proses penunjang yang berlangsung di dalam suatu pabrik. Sarana utilitas pada Pabrik Natrium Hidroksida meliputi :

1. Air, yang berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin (cooling water), air umpan boiler, dan air proses untuk pelarutan
2. Steam, yang berfungsi untuk keperluan pemanas (Heater) dalam proses
3. Listrik, yang berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan
4. Pengolahan limbah, yang berfungsi untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan lingkungan sekitar pabrik

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas di lingkungan pabrik sebagaimana tersebut, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

### **VI.2.1 Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari aliran air sungai Bengawan Solo Kab. Gresik, dimana sebelum digunakan air tersebut perlu diolah terlebih dahulu. Hal itu dimaksudkan untuk menghilangkan zat-zat pangotor yang terkandung dalam air, agar tidak terjadi scaling dan penggerakan pada alat, serta persenyawaan dengan bahan-bahan pada proses produksi di pabrik. Air di Pabrik Natrium Hidroksida digunakan untuk kepentingan :

- Air Bahan Baku Proses
- Air Umpam Boiler
- Air Pendingin
- Air Sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan

Dalam unit pengolahan air ini, diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas dan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , bak pengendapan, bak penampung, sand filter, tangki desinfektan, clarifier, dan tangki penampung air sanitasi.

### **VI.2.2 Unit Penyediaan Steam**

Dalam proses produksi di pabrik Natrium Hidroksida, *steam* dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai fluida pemanas di beberapa *Heat Exchanger* dan di *Evaporator* dalam pabrik.. *Steam* juga sebagian digunakan sebagai agen penggerak turbin untuk menghasilkan listrik. Hal tersebut dilakukan sebagai upaya *backup* jika sewaktu-waktu *supply* listrik dari PLN terhambat atau padam

### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik pada Pabrik Natrium Hidroksida diambil dari PLN dan sebagian dari generator listrik cadangam, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi utama (Elektrolisis, Pengadukan di Reaktor, dan sebagainya), diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu terdapat gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator.

### **VI.2.4 Unit Pengolahan Limbah**

Unit pengolahan limbah memiliki fungsi antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di lingkungan sekitar pabrik, akibat dari proses produksi yang terjadi di pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standart ketentuan perundang-undangan yang berlaku. Pengelolaan limbah mencakup :

- Penyimpanan, limbah berupa *cake* diangkut dari unit *filter press* menuju area pembuangan limbah berupa lapangan terbuka
- Pengoperasian, limbah yang telah dikumpulkan di area limbah kemudian dikemas dalam sak khusus

- kemudian dikirimkan kepada unit pengelolaan limbah terpusat JIIPe
- Pemusnahan, pihak pengelola limbah JIIPe memusnahkan limbah

### V1.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak, Dalam Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

#### VI.3.I Laiu Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/ IRR*)

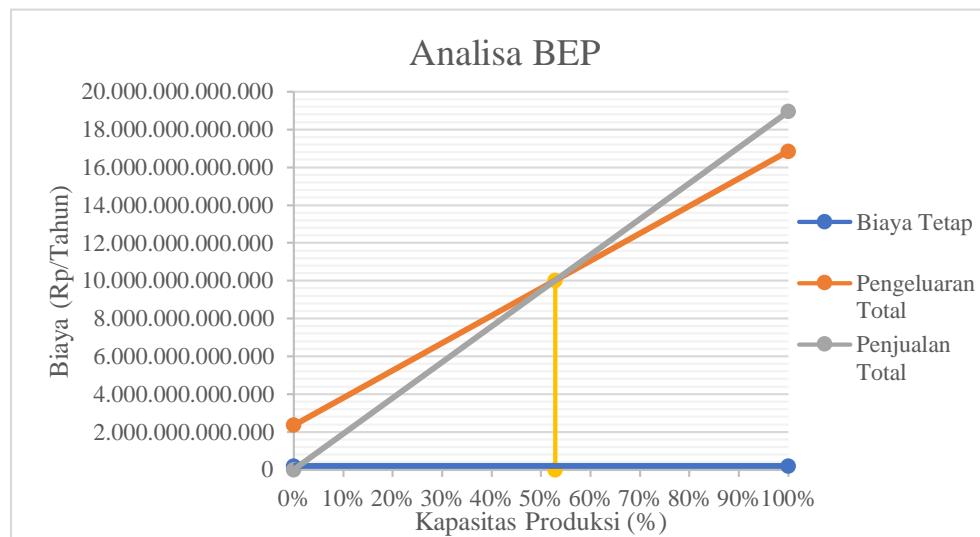
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $I = 42.83\%$ . Harga I yang diperoleh lebih besar daripada harga untuk bunga pinjaman yaitu 9,75 % per-tahun. Dengan harga  $I = 42.83\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,75 % per-tahun.

#### V1.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,05 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

### V1.3.3 Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (*Fixed Cost*), biaya variabel (*Variable Cost*), serta biaya semi variabel (*Semi-variable Cost*) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D, didapatkan bahwa titik impas (BEP) = 53%



**Gambar VI.3 Break Even Point**

## **BAB VII** **KESIMPULAN**

Pabrik Natrium Hidroksida dari garam industri ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan natrium hidroksida dalam negeri sehingga dapat mengurangi beban impor. Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membrane Electrolysis ini, maka dilakukan pembahasan dari aspek teknis dan ekonomis.

### **VII.1 Aspek Teknis**

Dalam Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari garam industri ini, digunakan metode membrane electrolysis dengan beberapa penyesuaian sesuai dengan hasil seleksi dari beberapa proses yang ada. Secara teknis, pabrik Natrium Hidroksida ini memenuhi syarat kelayakan karena :

1. Proses ini digunakan secara luas di berbagai belahan dunia. Banyak industri Chlor-Alkali yang menggunakan proses ini, diantaranya adalah Sebagai contoh PT. Asahimas Chemical Indonesia, Asahi Chemicals Group Japan, dan Akzo Nobel Industrial Chemicals Europe
2. Memiliki efisiensi operasi yang baik serta hemat biaya dengan peralatan proses yang telah dikembangkan dan terus ditingkatkan
3. Kontrol yang baik dari proses ini secara keseluruhan akan menghasilkan mutu yang terjaga baik

### **VII.2 Aspek Ekonomis**

Untuk mengetahui kelayakan Pra Desain Pabrik ini dari segi ekonomi, telah dilakukan analisa ekonomi yang meliputi perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR), *Pay Out Time* (POT), dan *Break Even Point* (BEP). *Internal Rate of Return* (IRR) pabrik ini adalah 42,83%, dimana angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 9,75% per-tahunnya. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 4,05 tahun. Waktu ini relatif singkat jika

dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 15 tahun. *Break Even Point* yang didapat sebesar 53,00 %. Hal ini menyimpulkan bahwa pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membrane Electrolysis ini layak untuk didirikan.

### VII.3 Kesimpulan

Dari hasil-hasil yang telah diuraikan dalam bab-bab sebelumnya, maka disimpulkan

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 1.000.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
  - Garam Industri : 2241,741 ton/hari
  - HCl 30% : 33,33 ton/hari
  - Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 10% : 6,42 ton/hari
4. Umur Pabrik : 15 tahun
5. Masa Konstruksi : 24 bulan
6. Analisa
  - a. Pembiayaan:
    - Struktur Permodalan : 60% modal sendiri dan 40% pinjaman bank
    - Bunga Bank : 9,75 % per tahun
    - Total Investasi (TCI) : Rp 1.363.519.555.090,99
    - Total Production Cost (TPC) : Rp16.365.361.911.510,80
  - b. Penerimaan:
    - Hasil Penjualan (kapasitas 100%) : Rp16.249.939.981.172,40
  - c. Rehabilitasi Perusahaan
    - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 42,83%
    - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 4,05 tahun
    - Titik Impas (BEP) : 53,00 %
7. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT.)
8. Struktur Organisasi : Garis dan staff
9. Lokasi : Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur

## DAFTAR PUSTAKA

- Brinkman, Thomas. 2014. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Chlor-alkali.* Seville.: European IPPC Bureau.
- Brownell, L. E. and Young, F. H. 1959. *Process Equipment Design.* New Delhi: Willet Eastern Limited
- Coulson, Richardson. 1999. *Chemical Engineering, Volume 6, Third Edition.* New York: Butterworth Heinemann.
- Geankoplis, Christie J. 1993. *Transport Process and Unit Operations.* 3<sup>rd</sup> edition. New Jersey : Prentice-Hall International, Inc.
- Himmelblau, David M. 2004. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 7th Edition.* Austin: Pearson.
- Hugot, E. 1960. *Handbook of Cane Sugar Engineering.* Amsterdam : Elsevier Publishing Company
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer.* Singapore – McGraw-Hill.
- Kusnarjo. 2010. Desain Alat Pemindah Panas. Surabaya
- Kusnarjo. 2010. Desain Pabrik Kimia. Surabaya
- Ludwig, Ernest, E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants.* USA: Butterworth-Heinemann.
- Muna Y. Abdul. 2008. Design Criteria of an Activated Carbon Bed for Dechlorination of Water. *Iraqi Journal of Chemical and Petroleum Engineering.* 9(4) : 41-49
- O'Brien, Thomas F. 2005. *Handbook of Chlor-Alkali Technology.* Europa : Euro Chlor and The Chlorine Institute
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook.* 7<sup>th</sup> edition. USA : McGraw-Hill
- Smith, J.M. dan Ness, Hendrick C. V. 2000. *Chemical Engineering Thermodynamics.* USA: McGraw-Hill
- Smith, Robin. *Chemical Process Design and Integration.* Chichester: John Wiley & Sons

- Stewart, Maurice. 2009. *Emulsions and Oil Treating Equipment*. USA : Gulf Professional Publishing
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. USA : Marcel Dekker Inc.
- Timmerhaus, Klaus D. dan Peters, Max S. 1958. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. USA: McGraw-Hill.
- Ulrich Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley & Sons

## BIOGRAFI PENULIS



Penulis yang bernama Senja Isudin Yulianto lahir di Ponorogo, 22 Juli 1998. Penulis telah menempuh pendidikan formal mulai dari SDN Rungkut Kidul III Surabaya, SMPN 35 Surabaya, SMAN 16 Surabaya, hingga akhirnya S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016.

Pada tahun terakhir studi tahap sarjana, di Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, penulis menyelesaikan tugas akhir "*Pra Desain Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Electrolisis*" di bawah bimbingan ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D. dan bapak Prof. Dr. Ir. H.M. Rachimoellah, Dipl. EST.

## BIOGRAFI PENULIS



Penulis yang bernama Mirta Devira Lubis lahir di Surabaya, 5 Desember 1996. Penulis telah menempuh studi formal dimulai dari SD Muhammadiyah 4 Surabaya, SMPN 1 Surabaya, SMAN 15 Surabaya, dan S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016.

Pada tahun terakhir studi tahap sarjana, di Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, penulis menyelesaikan tugas akhir “*Pra Desain Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Electrolisis*” di bawah bimbingan ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D. dan bapak Prof. Dr. Ir. H.M. Rachimoellah, Dipl. EST.